

Untersuchungen zur aeroben Nachbehandlung von Gärresten in der flüssigen Phase

Von der
Fakultät Architektur, Bauingenieurwesen und Umweltwissenschaften
der Technischen Universität Carolo-Wilhelmina
zu Braunschweig

zur Erlangung des Grades eines
Doktoringenieurs (Dr.-Ing.)
genehmigte

Dissertation

von
Oliver Kugelstadt
geboren am 6. Oktober 1976
aus Braunschweig

Eingereicht am 12. Juni 2012
Disputation am 21. Februar 2013
Berichterstatter Prof. Dr.-Ing. Klaus Fricke
Prof. Dr.-Ing. habil. Werner Bidlingmaier

(2013)

Danksagung

Zunächst möchte ich Herrn Prof. Dr. Klaus Fricke am Leichtweiß-Institut für Wasserbau, Abteilung Abfall- und Ressourcenwirtschaft für die Möglichkeit zur Durchführung und die Betreuung dieser Arbeit danken.

Unverzichtbar bei der Durchführung der Versuche und Analysen waren zahlreiche Kollegen von mir. Mein ganz besonderer Dank gilt dabei Frau Christine Almes und Herrn Kim Reimer sowie den zahlreichen beteiligten studentischen Hilfskräften.

Für seine unermüdliche Diskussionsbereitschaft und viele interessante Anregungen danke ich Herrn Dr.-Ing. Tobias Bahr sehr herzlich. Mein besonderer Dank gilt Herrn Dr.-Ing. Kai Münnich für sein großes Engagement während der Bearbeitung meiner Dissertation. Für eine Vielzahl an fachlichen Diskussionen möchte ich zudem Herrn Dr.-Ing. Timo Thiel danken.

Nicht unerwähnt sollen hier die Mitarbeiter des Abfallzweckverbandes Südniedersachsen bleiben, die mich allesamt tatkräftig unterstützt haben. Allen voran danke ich Herrn Michael Rakete sowie Holger Feist und Tim Neviadomski.

Darüber hinaus bedanke ich mich bei der Prüfungskommission bestehend aus Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Wolfgang Niemeier, Herrn Prof. Dr. mont. Michael Nelles und Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Werner Bidlingmaier.

Für ihre unermüdliche Geduld und herzliche Unterstützung danke ich meiner Frau Sonja ganz besonders.

Braunschweig im März 2013

Oliver Kugelstadt

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis	v
Tabellenverzeichnis	ix
Symbolverzeichnis	xi
1 Einleitung	1
2 Stand des Wissens	3
2.1 Einleitung	3
2.2 Grundlagen	4
2.2.1 Mikrobiologische Grundlagen	4
2.2.2 Aerober Abbau organischer Substanzen	5
2.2.3 Abbauverhalten und Zusammensetzung organischer Bestand- teile im Restabfall	10
2.2.4 Nitrifikation - Stickstoffkreislauf	12
2.2.5 Sauerstoffversorgung von Mikroorganismen	17
2.3 Kompostierung/Nachrotte	24
2.3.1 Einleitung	24
2.3.2 Verfahren	24
2.3.3 Abbauleistung	27
2.3.4 Energiebedarf	30
2.3.5 Sauerstoffbedarf	32
2.4 Verfahrenstechniken aus der Siedlungswasserwirtschaft	33
2.4.1 Verfahren	33
2.4.2 Abbauleistung	34
2.4.3 Energiebedarf	36
2.4.4 Sauerstoffbedarf	37
2.5 Prozessstufe Aerobisierung	38
2.5.1 Verfahren	38
2.5.2 Abbauleistung	38
2.5.3 Energiebedarf	41
2.5.4 Sauerstoffbedarf	41
2.6 Theoretischer Verfahrensvergleich	42
2.6.1 Unterschiede des Verfahrens der Aerobisierung zur konventio- nellen Rotte	42
2.6.2 Unterschiede des Verfahrens der Aerobisierung zum Verfahren der Abwasserbehandlung (Belebungsbecken)	43

2.7	Ableitung des Forschungsbedarfs	44
2.7.1	Arbeitshypothese / Motivation	46
3	Material und Methoden	49
3.1	Einleitung	49
3.2	Versuche im Labormaßstab (2l-Reaktoren)	49
3.3	Versuche im technischen Maßstab (100l-Reaktoren)	50
3.4	Beschreibung der Anlage im großtechnischen Maßstab	52
3.5	Versuchssubstrat	54
3.6	Mess- und Analysemethoden	57
3.6.1	Analysemethoden	57
3.6.2	Durchgeführte Versuchsvarianten	59
3.6.3	Probenahme und -aufbereitung	60
3.6.4	Konservierung der Proben	62
3.7	Berechnungsmethoden	63
3.7.1	Berechnung der Abbauleistung	63
3.7.2	Berechnung der Korrektur der Ergebnisse des CSB	64
3.7.3	Berechnung der spezifischen Sauerstoffzugaberate	65
3.7.4	Statistische Methoden zur Auswertung der Ergebnisse	65
4	Ergebnisse	67
4.1	Ergebnisse der Versuche im Labormaßstab	67
4.1.1	Auswirkungen der Belüftungsintensität auf die Abbauleistung	67
4.1.2	Korrelation der Analyseergebnisse	70
4.1.3	Stickstoffbilanz der Versuchsreihen	73
4.1.4	Darstellung ergänzender Ergebnisse zur Sauerstoffversorgung des Substrates	77
4.1.5	Untersuchungen zur thermischen Energieentwicklung	80
4.1.6	Ergebnisse begleitender Prozessparameter	82
4.1.7	Auswertung der Ergebnisse im Labormaßstab	84
4.2	Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab	87
4.2.1	Auswirkungen der Belüftungsintensität auf die Abbauleistung	87
4.2.2	Korrelation der Analyseergebnisse	90
4.2.3	Ergänzende Ergebnisse zur Sauerstoffversorgung des Substrates	92
4.2.4	Stickstoffbilanz der Versuchsreihen	95
4.2.5	Prozessparameter	98
4.2.6	Energieverbrauch	99
4.2.7	Auswertung der Ergebnisse im technischen Maßstab	99
4.3	Ergebnisse der Versuche im großtechnischen Maßstab	102
4.3.1	Vorbemerkung	102
4.3.2	Abbauleistung	102
4.3.3	Gegenüberstellung der Stickstoffkonzentrationen	105
4.3.4	Prozessparameter	106
4.3.5	Energieverbrauch und Energieeffizienz der MBA	108

4.3.6	Auswertung der Ergebnisse der MBA	111
4.4	Einfluss der Versuchsgeräteabmessungen	116
4.5	Vergleich der Versuchsergebnisse und den Anlagendaten	118
4.5.1	Vorbemerkung	118
4.5.2	Vergleich der Abbauleistung	118
4.5.3	Stickstoffreduktion	119
4.5.4	Freisetzung von Energie in Form von Wärme	119
4.5.5	Sauerstoffversorgung des Substrates	120
4.6	Vergleich der Aerobisierung mit der Kompostierung	120
4.6.1	Vorbemerkung	120
4.6.2	Vergleich der Abbauleistung der Aerobisierung und der Rotteverfahren	121
4.6.3	Vergleich der spezifischen Belüftungsrate und des Energieverbrauchs	121
4.6.4	Vergleich des Platzbedarfes und der Behandlungsdauer	123
4.7	Vergleich der Aerobisierung mit dem Belebungsbecken	124
4.7.1	Vorbemerkung	124
4.7.2	Vergleich der Abbauleistung	124
4.7.3	Vergleich der spezifischen Belüftungsrate und des Energieverbrauchs	125
4.8	Ableitung von Optimierungspotenzial	126
4.8.1	Vorbemerkung	126
4.8.2	Einfluss der mechanischen Aufbereitung und der Prozessführung auf die Aerobisierung	126
4.8.3	Optimierungspotenzial der Aerobisierung	128
5	Zusammenfassung und Fazit	133
5.1	Zusammenfassung	133
5.2	Fazit	135
	Literaturverzeichnis	137
	A Abbildungen	147
	B Tabellen	169

Abbildungsverzeichnis

2.1	Schema des mikrobiellen Gesamtstoffwechsels [Fritsche (2002)]	4
2.2	Einfluss der Temperatur auf Mikroorganismen [Fritsche (2002)]	8
2.3	pH-Wert-Verlauf während des Rotteprozesses [Bidlingmaier & Denecke (1998)]	9
2.4	Stickstoffkreislauf [Wicht (1996)]	13
2.5	Hemmwirkungen auf die Nitrifikation nach Anthonisen (1976)	15
2.6	Schematischer Stofftransport zwischen einer Gasblase und einem Zellverbund [Bailey & Ollis (1986)]	18
2.7	Schematische Darstellung der Penetrationstheorie [Higbie (1935)]	18
2.8	Reale Konzentrationsgradienten an der Phasengrenze real (links) und Gradienten gemäß Film-Theorie (rechts) nach Heinzle (2010)	19
2.9	Schematische Darstellung zur Bestimmung des k_{La} -Wertes und des Durchflusses Q mit der dynamischen Methode [Rau & Graßl (2011)]	21
2.10	Bestimmung des k_{La} -Wertes	22
2.11	Sauerstoffeintrag in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom und der Eintauchtiefe [Pöpel & Wagner (1997)]	23
2.12	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit in Abhängigkeit der Blasengröße [Fleischer (2001)]	23
2.13	Verteilung der Nachrottesysteme der MBA [Ketelsen et al. (2005)]	26
2.14	Behandlungsdauer differenziert nach biologischen Stufen von der MBA [Kanning (2008)]	27
2.15	oTS -Abbau von Restabfall unterschiedlicher Behandlungsverfahren [Ketelsen et al. (2005)]	28
2.16	oTS -Abbau unterschiedlicher Kompostierungssysteme nach Fricke et al. (1999)	30
2.17	oTS -Abbau unterschiedlicher Kompostierungssysteme nach Fricke et al. (1999)	31
2.18	oTS -Abbau unterschiedlicher Kompostierungssysteme nach Fricke et al. (1999)	32
2.19	Schema des Belebtschlammverfahrens [nach Gallert & Winter (2006)]	34
2.20	Spezifischer Energieverbrauch für Anlagenteile von Kläranlagen [Roth (1998)]	37
2.21	Schema der Aerobisierungsstufe der MBA Lübeck [Heerenklage et al. (2008)]	39
2.22	Verlauf der CSB -Konzentration und des Quotienten BSB/CSB der biologischen Stufe MBA Lübeck [Heerenklage et al. (2008)]	40
2.23	Stickstoffkonzentrationen im Aerobiserungsbecken	41

2.24	Sauerstoffverbrauch über die Zeit [Stegmann & Heerenklage (2004)]	42
3.1	Schematischer Versuchsaufbau des 2l-Reaktors, nach Heerenklage et al. (2008) verändert	50
3.2	Schematischer Versuchsaufbau des 100l-Reaktors	51
3.3	Integration Prozesstufe Aerobisierung einer MBA	53
3.4	Belebungsbecken zur aeroben Behandlung flüssiger Gärreste einer MBA	54
3.5	Zusammensetzung Input Stofflöser MBA (Angaben in %)	55
3.6	Ergebnisse der biochemischen Analysen des Input Stofflöser	56
3.7	Probennehmer zur Entnahme von Substart auf der MBA	62
4.1	Abbau des oTS über die Zeit 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)	68
4.2	Abbau des oTS über die Zeit der 2l-Reaktoren (Originalsubstrat)	69
4.3	Abnahme des CSB über die Zeit der 2l-Reaktoren (Originalsubstrat)	70
4.4	Abnahme des TOC über die Zeit der 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)	71
4.5	Abnahme des TOC über die Zeit der 2l-Reaktoren (Originalsubstrat)	72
4.6	Darstellung der Pufferwirkung durch Zugabe von Kalk	75
4.7	NH ₃ - und NH ₄ -Bilanz des Substrates	76
4.8	Darstellung der CO ₂ -Emissionen, des pH-Werts und der Stickstoffkonzentrationen im 2l-Reaktor	78
4.9	Kla-Wert in Abhängigkeit der Belüftungs- und Durchmischungsintensität	79
4.10	Sauerstoffkonzentration in Abhängigkeit von der Belüftungs- und Durchmischungsintensität	79
4.11	Theoretischer Luftbedarf in Abhängigkeit vom oTS-Abbau (Modellsubstrat)	80
4.12	Temperaturentwicklung des Substrates nach Zugabe organischer Substanzen	82
4.13	Darstellung der Selbsterhitzung des Substrates anhand der Flächenzahl	83
4.14	Abbau des oTS über die Zeit der 100l-Reaktoren	88
4.15	Abnahme des CSB über die Zeit der 100l-Reaktoren	89
4.16	Abnahme des TOC über die Zeit der 100l-Reaktoren	90
4.17	Abnahme des BSB ₅ 100L der Reaktoren	91
4.18	Lineare Regression zwischen den Ergebnissen des TOC und CSB der 100l-Reaktoren	92
4.19	Beziehungen zwischen den Ergebnissen der Anfangs- und Endkonzentrationen des CSB und TOC	93
4.20	Verlauf der Sauerstoffkonzentration über die Zeit (100l-Reaktoren)	94
4.21	Theoretischer Luftbedarf in Abhängigkeit vom oTS-Abbau	95
4.22	Masseverteilungen der Stickstoffverbindungen Reaktor 1	96
4.23	Masseverteilungen der Stickstoffverbindungen Reaktor 2	97
4.24	Beispielhafte Darstellung der Hemmung der Nitratation der 100l-Reaktoren (Versuch LWR 1)	98

4.25	Beispielhafte Darstellung der Hemmung der Nitrifikation der 100l-Reaktoren (Versuch LWR 1)	99
4.26	Abbauleistung und LWR der Aerobisierung in Abhängigkeit der Zeit	104
4.27	Verlauf der CSB-Konzentration im Fermenter 1 und der Aerobisierung	1105
4.28	Verlauf der Stickstoffkonzentrationen ausgewählter Prozessstufen	106
4.29	Ergebnisse der pH-Wert Messungen	107
4.30	Temperaturverlauf der Aerobisierungslinien und der Fermenter	108
4.31	Sauerstoffkonzentration in den Aerobisierungsbecken	109
4.32	Thermische Energie aus Abstrahlung und oTS-Abbau	110
4.33	Häufigkeit der Variationskoeffizienten des oTS	117
4.34	Innenansicht des Aerobisierungsbeckens	128
A.1	Verlauf des oTS Abbaus Versuche 100l-Reaktoren	148
A.2	Verlauf des CSB Abbaus Versuche 100l-Reaktoren	148
A.3	Verlauf des TOC Abbaus Versuche 100l-Reaktoren	149
A.4	pH-Wert Messungen der Versuche 100l-Reaktoren	149
A.5	Temperaturmessungen der Versuche 100l-Reaktoren	150
A.6	Temperturverlauf in Abhängigkeit der Glucosekonzentration	150
A.7	Verlauf des oTS Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)	151
A.8	Verlauf des oTS Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (original Substrat)	151
A.9	Verlauf des CSB Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)	152
A.10	Verlauf des CSB Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (original Substrat)	152
A.11	Verlauf des TOC Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)	153
A.12	Verlauf des TOC Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (original Substrat)	153
A.13	pH-Wert Messungen der Versuche 2L-Reaktoren	154
A.14	Temperatur-Messungen der Versuche 2L-Reaktoren	154
A.15	pH-Wert Messungen der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)	155
A.16	Temperatur-Messungen der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)	155
A.17	Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat) Reaktor 1	156
A.18	Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat) Reaktor 2	156
A.19	Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat) Reaktor 3	157
A.20	Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Originalsubstrat) Reaktor 1	157
A.21	Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Originalsubstrat) Reaktor 2	158
A.22	Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Originalsubstrat) Reaktor 3	158
A.23	Korrelation der oTS und TOC Frachten 2L-Reaktoren (Originalsubstrat)	159
A.24	Korrelation der oTS und CSB Frachten 2L-Reaktoren (Originalsubstrat)	159
A.25	Korrelation der oTS und TOC Frachten 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)	160
A.26	Korrelation der oTS und CSB Frachten 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)	160
A.27	Korrelation der oTS und TOC Frachten 100l-Reaktoren	161

Abbildungsverzeichnis

A.28 Korrelation der oTS und CSB Frachten 100l-Reaktoren	161
A.29 Häufigkeit der Variationskoeffizienten des TOC	162
A.30 Häufigkeit der Variationskoeffizienten des CSB	162
A.31 CSB-Konzentrationen im Fermenter 2 und der Aerobisierung 2 über die Zeit	163
A.32 oTS-Gehalt im Fermenter 1 und der Aerobisierung 1 über die Zeit . .	163
A.33 oTS-Gehalt im Fermenter 2 und der Aerobisierung 2 über die Zeit . .	164
A.34 TS-Gehalt im Fermenter 1 und der Aerobisierung 1 über die Zeit . . .	164
A.35 TS-Gehalt im Fermenter 2 und der Aerobisierung 2 über die Zeit . . .	165
A.36 Abbau des BSB ₅ im Aerobisierungsbecken (Projektphase 1)	165
A.37 Korrelation der Ergebnisse des oTS und CSB der MBA	166
A.38 Energie durch oTS-Abbau und Abstrahlung im Jahresdurchschnitt . . .	166
A.39 Ganglinie der Zu- und Abflussvolumenströme der MBA	167
A.40 Belüfteranordnung entsprechend der Strömungsrichtung nach Frey (2010)	167
A.41 optimierte Anordnung der Rührwerke der Aerobisierung	168
A.42 Gegenüberstellung NH ₄ im Fermenter und der Aerobisierung	168

Tabellenverzeichnis

2.1	Zusammensetzung organischer Substanzen im Restabfall	10
2.2	Vorkommen und Abbaubarkeit von Naturstoffen	11
2.3	Systematisierung der Kompostierungsverfahren nach dem Umsetzen .	25
2.4	Systematisierung der Kompostierungsverfahren nach Baumuster . . .	25
2.5	Systematisierung nach intensiven und extensiven Verfahren	26
2.6	Vergleich der Leistungsdaten unterschiedlicher MBA mit integrierter Vergärungsstufe nach Bischofsberger et al. (2005) verändert	29
2.7	Abbauraten des CSB und oTS nach Demharter (1986)	35
2.8	Betriebsdaten und Abbauleistung von Praxisanlagen im Batch-Be- trieb nach Demharter (1986)	35
2.9	Spezifischer Energieverbrauch ausgewählter Kläranlagen unterschied- licher EW nach Hansen et al. (2007)	36
2.10	Gegenüberstellung von Rohabwasser und MBA-Substrat	44
3.1	Beschreibung des Modellmaterials	56
3.2	Beschreibung des Untersuchungsmaterials	57
3.3	Kurzbeschreibung untersuchter Parameter	58
3.4	Durchgeführte Versuche zur Bestimmung der Abbauleistung in Ab- hängigkeit der Belüftungsintensität	59
3.5	Durchgeführte Versuche zur Bestimmung des kLa-Wertes	60
3.6	Mess-und Analysemethoden	61
3.7	Probenahmeplan	63
4.1	Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse der Versuchsreihen mit den 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)	70
4.2	Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse der Versuchsreihen mit den 2l-Reaktoren (Modellsubstrat) in Abhängigkeit von der Belüf- tungsintensität	71
4.3	Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse der Versuchsreihen 2l- Reaktoren (original Substrat)	73
4.4	Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse der Versuchsreihen 2l- Reaktoren (Originalsubstrat) in Abhängigkeit der Belüftungsintensität	73
4.5	Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse aus den Versuchsreihen 100l-Reaktoren	92
4.6	Spezifische Sauerstoffzugaberate in Abhängigkeit der Belüftungs- intensität	94
4.7	Energetische Bilanz der MBA	115
4.8	Testgröße F der Varianzanalysen des Variantenvergleichs	117

Tabellenverzeichnis

4.9	Belüftungsrate in Abhängigkeit der aeroben Behandlungsprozesses . .	122
4.10	Berechnungsgrundlagen für den stöchiometrischen Sauerstoffbedarf zum Abbau von oTS	122
4.11	Spezifischer Energieverbrauch der biologischen Stufe der MBA	123
4.12	Vergleich weiterer Prozessfaktoren	124
B.1	Analyseergebnisse der Parameter CSB und TOC der Versuchsreihen 100l-Reaktoren	170
B.2	Hemmung der Nitratation und Nitritation in Abhängigkeit der Zeit 100l-Reaktoren	171
B.3	Hemmung der Nitratation und Nitritation in Abhängigkeit der Zeit 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)	172
B.4	Hemmung der Nitratation und Nitritation 2l-Reaktoren (original Sub- strat)	173
B.6	Analyseergebnisse der Parameter CSB und TOC der Versuchsreihen 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)	174
B.7	Variationskoeffizienten der Versuchsreihen 2l-Reaktoren	175
B.8	Variationskoeffizienten der Versuchsreihen 100l-Reaktoren	176
B.9	spezifischer Verbrauch unterschiedlicher Aggregate bei der Kompstie- rung nach Bursy (2010) (verändert)	177
B.10	Energieverbrauch belüfteter Kompostierungsverfahren nach Springer (2010) (verändert)	178

Symbolverzeichnis

η	Wirkungsgrad
$A1$	Aerobisierungsbecken 1
$A2$	Aerobisierungsbecken 2
$AbfAbV$	Abfallablagerungsverordnung
AOS	Abbau organischer Substanz
AT_4	Atmungsaktivität in 4 Tagen
ATP	Adenosintriphosphat
BM	Baumuster
BSB_5	Biologischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen
c	Konzentration
CSB	Chemischer Sauerstoffgehalt
CSB_{korrr}	Chemischer Sauerstoffbedarf (korrigiert)
D	Durchmesser
d	Tag
$D1$	Durchmesser Rührwerk
$D2$	Durchmesser Behälter
EW	Einwohnerwerte
$F1$	Fermenter 1
$F2$	Fermenter 2
$Fa.$	Firma
FID	Flammenionisationsdetektor
FS	Feuchtsubstanzgehalt
GC	Gaschromatograph
GV_A	Glühverlust am Anfang des Versuches
GV_E	Glühverlust am Ende des Versuches
H	Höhe
h_{Bm}	Abstand Rührwerk zum Reaktorboden
HWR	Heizwertreiche Fraktion
KA	Kläranlage

Symbolverzeichnis

kLa	Wert vol. Sauerstoffübergangskoeffizient
l/min	Liter pro Minute
LF	Leitfähigkeit
LWR	Luftwechselrate
M	Masse
MBA	Mechanisch-biologische Abfallbehandlungsanlage
MJ	Mega Joule
MPa	Megapascal
$n.b.$	nicht bestimmt
Nl/min	Normliter pro Minute
oTS	Organischer Trockensubstanzgehalt
oTS_{bio}	Organischer, biologischer Trockensubstanzgehalt
OUR	Oxygen uptake rate - Sauerstoffaufnahme rate
PVC	Polyvinylchlorid
R	Reaktor
RTO	Regenerative thermische Oxidation
t	1 Tonne = 1.000 kg
TOC	Total organic carbon
TS/TM	Trockensubstanzgehalt
U/min	Umdrehungen pro Minute

1 Einleitung

Der Anfang des 21. Jahrhunderts ist durch eine stetig wachsende Ressourcenknappheit geprägt. Die Zugänglichkeit von Lagerstätten fossiler Energieträger ist zunehmend mit erhöhtem Aufwand und damit deutlich steigenden Kosten verbunden, die sich nachhaltig auf die Wirtschaft und den Verbraucher auswirken. Die Nutzung regenerativer Energiequellen gewinnt daher ein hohes Maß an Bedeutung. Im Jahr 2011 betrug nach BMU (2012) der Anteil erneuerbarer Energien am Endenergieverbrauch bereits 12,2 %, im Jahr 2020 sollen es nach Vorgaben der Bundesregierung 20 % sein. Neben der intensiven Nutzung und dem Ausbau dieser Energiequellen ist zudem die Effizienz, also der spezifische Energieverbrauch, maßgeblich für die Wirtschaftlichkeit eines Produktsystems.

Derzeit wird in Deutschland etwa ein Viertel des anfallenden Restabfalls mechanisch-biologisch behandelt. Im Zuge der Aufwertung regenerativer Energien gemäß eines nachhaltigen Klima- und Ressourcenschutzes hat die Anaerobtechnik für die biologische Behandlung fester Abfallstoffe während der letzten Jahre zunehmend an Bedeutung gewonnen. Im Gegensatz zur rein aeroben Behandlung, wie beispielsweise der Kompostierung, wird Biogas gewonnen, welches zur energetischen Verwertung thermisch und elektrisch genutzt werden kann. Aufgrund der in Deutschland geltenden gesetzlichen Grenzwerte zur Ablagerung behandelten Abfalls ist nach derzeitigem Kenntnisstand grundsätzlich eine aerobe Nachbehandlung des Gärrestes zur Stabilisierung notwendig, weil im anaeroben Milieu nur eine in Bezug auf die Grenzwerte unzureichende Reduktion der biologischen Aktivität stattfindet. Die übliche Praxis der mechanisch-biologischen Abfallbehandlung sieht auch bei Nassvergärungsverfahren zunächst eine Entwässerung des Gärrestes vor. Anschließend wird der Gärrest mit unterschiedlichen etablierten aeroben Verfahren nachbehandelt. Als Alternative zur konventionellen Stabilisierung der getrockneten Gärrückstände durch den Rotteprozess kann in Anlehnung an das Prinzip eines Belebungsbeckens der Abwasserbehandlung im Anschluss an die Nassvergärung die aerobe Nachbehandlung in der Flüssigphase erfolgen. Dazu wird der Gärrest nicht getrocknet, sondern unmittelbar nach der anaeroben Behandlungsstufe in ein Becken überführt, belüftet und durchmischt. Dieses Konzept wurde mit den Zielen der Kosteneinsparung, der Steigerung der Energieeffizienz und der Reduktion der Abluftemissionen infolge einer vergleichsweise verkürzten Behandlungszeit zu konventionellen Rotteverfahren entwickelt.

Nach diversen Testreihen im Labormaßstab wird das Verfahren mittlerweile großtechnisch auf fünf mechanisch-biologischen Restabfallbehandlungsanlagen in Deutschland eingesetzt. Im Gegensatz zu Verfahren der Kompostierung sind die genauen Leistungsdaten der Aerobisierung weitestgehend unbekannt. Aufgrund dessen ist eine Bewertung hinsichtlich der Energieeffizienz des Verfahrens bisher nicht möglich

1 Einleitung

gewesen und es leitet sich Forschungspotenzial ab. Hier schließen sich die Untersuchungen der vorliegenden Arbeit an.

Im Rahmen dieser Arbeit soll die Leistungsfähigkeit des Verfahrens der aeroben Stabilisierung in der flüssigen Phase vor dem Hintergrund unterschiedlicher Randbedingungen untersucht werden und schließlich eine Bewertung des Verfahrens unter Einbezug konventioneller Behandlungstechniken erfolgen. Hierbei wird zunächst auf den Einfluss der Intensität der Sauerstoffversorgung auf die Abbauleistung eingegangen. Es wird dabei davon ausgegangen, dass die zeitlich bezogene Abbauleistung im Vergleich zu konventionellen Kompostierungs- Nachbehandlungsverfahren höher oder zumindest gleich ist, weil die veränderten Milieubedingungen (flüssige Phase) bei der Aerobisierung effizientere Umsetzungsprozesse der Bakterien zulassen würden. Demnach würde eine effiziente Umsetzung der organischen Substanz einen zeitlichen Vorteil bei der Behandlung leichtabbaubarer Substanzen gegenüber der konventionellen Verfahren bedeuten.

Zur Betrachtung der Wirtschaftlichkeit der Behandlungsanlage gilt es folglich auch den Aspekt der minimal notwendigen Sauerstoffbeaufschlagung zum Erreichen der maximalen Abbauleistung aus den Versuchen abzuleiten, weil die Sauerstoffversorgung aerober Behandlungsprozesse den Hauptanteil des elektrischen Energieverbrauchs darstellt. Zudem würde sich ein weiterer ökonomischer Vorteil aus dem deutlich niedrigeren Flächenbedarf für die Aerobisierung ergeben.

2 Stand des Wissens

2.1 Einleitung

Bei der Aerobisierung in der flüssigen Phase handelt sich es um ein neues Verfahren zur Behandlung flüssiger beziehungsweise in die Flüssigphase überführter Abfallstoffe. Kenntnisse über die Leistungsfähigkeit liegen derzeit nur sehr eingeschränkt vor. Ziel der Arbeit ist es daher, die Eignung der Aerobisierung in der flüssigen Phase diesbezüglich zu beurteilen. Darüber hinaus ist angestrebt, das Verfahren mit der Maßgabe der Prozessoptimierung weiterzuentwickeln .

Die Aerobisierung in der flüssigen Phase ist als Alternative zur konventionellen erprobten Kompostierung zu betrachten. Die Beurteilung der Leistungsfähigkeit hat sie sich somit an den unterschiedlichen konventionellen Kompostierungsverfahren zu orientieren.

Im Kapitel 2 wird der Stand des Wissens zur Abbauleistung für die Aerobisierung in der flüssigen Phase und für die konventionelle Kompostierung dargestellt. Im Vordergrund stehen Kenntnisse aus der Nachbehandlung von Restabfallrückständen aus nassen Vergärungsverfahren. Hier besteht das Ziel in der Nachbehandlung der Stabilisierung der Gärreststoffe, um sie entsprechend den gesetzlichen Vorgaben der Deponieverordnung [DepV (2009)] ablagern zu dürfen.

Die vielfältigen Parallelen im Prozess und in den Prozessabläufen der Belebungsverfahren aus der Abwasserbehandlung lassen es als sinnvoll erscheinen, Kenntnisse aus diesem Anwendungsbereich auf ihre Übertragbarkeit beziehungsweise Adaptierbarkeit bei der Aerobisierung von Abfallstoffen in der flüssigen Phase zu prüfen.

Auf die Prozesse der Aerobisierung und der Sauerstoffaufnahme wird ein Hauptaugenmerk bei der Zusammenstellung des Standes des Wissens gelegt. Allerdings sind auch die übrigen abbauprozessbeeinflussenden Parameter in die Betrachtung mit einzubeziehen, um belüftungsprozessüberlagernde Einflüsse erkennen und entsprechend bei der Steuerung und Beurteilung berücksichtigen zu können. Dies sind Parameter wie der pH-Wert, die Temperatur, die Saustoffaufnahme und der Stickstoffhaushalt. Auch prozessinhibierende Milieubedingungen beziehungsweise Inhaltsstoffe sind in Betracht zu ziehen; besondere Relevanz wird hier den unterschiedlichen Formen des Stickstoffs beigemessen.

Mit Hilfe der Erkenntnisse aus der Zusammenstellung und Beurteilung des Wissensstandes soll der Forschungs- und Entwicklungsbedarf abgeleitet beziehungsweise konkretisiert werden.

2.2 Grundlagen

2.2.1 Mikrobiologische Grundlagen

Nach Fritsche (2002) werden die Prozesse des mikrobiellen Stoffwechsels in die drei Energietransformationen Katabolismus, Anabolismus und Wachstum eingeteilt. Zunächst werden im Katabolismus Substrate mit Hilfe von Enzymen in Bruchstücke zerlegt und Energie in Form von ATP sowie CO_2 und Wasser freigesetzt. Als Kohlenstoff- und Energiequelle dienen dabei Glucose und anderen Formen von Zuckern. Der Anabolismus (Synthesestoffwechsel) fügt die niedermolekularen Intermediärstoffwechselprodukte unter Energieverbrauch zu Polymeren oder Makromolekülen zusammen. Durch die Synthese der Makromoleküle (Metaboliten) wird neue Zellsubstanz gebildet, wobei organische und anorganische Stoffe in neue organische Verbindungen umgewandelt werden. Die Zelle wächst und teilt sich nach einer bestimmten Größenzunahme. Dieser Vorgang wird als Wachstum oder Vermehrung bezeichnet. Abbildung 2.1 zeigt das Schema des Gesamtstoffwechsels nach Fritsche (2002).

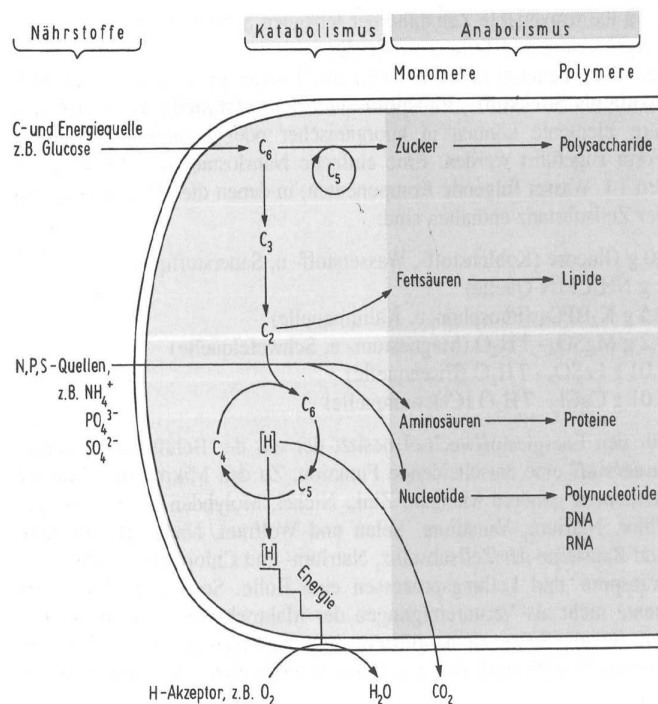


Abbildung 2.1: Schema des mikrobiellen Gesamtstoffwechsels [Fritsche (2002)]

Im Bereich der biologischen Abfallbehandlung sind hauptsächlich Prokaryonten und Eukaryonten am Abbau beteiligt. In Abhängigkeit von den Milieubedingungen können sich diese Organismen in aeroben oder anaeroben Verhältnissen vermehren. Organismen, die sowohl unter aeroben als anaeroben Verhältnissen leben können werden nach Kämpfer & Weissenfels (2001) als fakultativ anaerob bezeichnet.

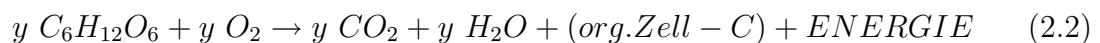
2.2.2 Aerober Abbau organischer Substanzen

Der aerobe Abbau organischer Substanzen bezeichnet im Allgemeinen die Umwandlung organischer Stoffe durch Mikroorganismen unter dem Verbrauch von Luftsauerstoff. Die exothermen Stoffwechselprozesse werden dabei durch Bakterien und Pilze bewältigt. Niedermolekulare Substanzen, wie beispielsweise Zucker, Aminosäuren und Fettsäuren werden direkt von den Zellen der Mikroorganismen aufgenommen. Höherwertige Polymere (Fette, Cellulose und Proteine) hingegen müssen zunächst von Exoenzymen außerhalb der Zelle aufgespalten werden. [Jäckel & Kämpfer (2003)] Nach Fritsche (2002) werden bei der Atmung, beziehungsweise dem aeroben Abbau, organische Substrate vollständig zu CO_2 und Wasser oxidiert. Dabei entstehen zum einen Zwischenprodukte, die zum Aufbau neuer Zellsubstanz (Biomasse) benötigt werden [Kämpfer & Weissenfels (2001)]. Zum anderen liefert die Elektronentransportphosphorylierung bei der Umsetzung der organischen Substanz nach Fritsche (2002) eine hohe Energieausbeute. Wird der Abbau vereinfachend auf Glucose bezogen, so werden nach Kranert (2010) auf Basis der freien Bildungsenthalpie circa 2870 kJ/mol gebildet. Etwa 40 % dieser Energie wird als Wärme frei, welche sich durch zum Teil starke Selbsterhitzung messbar bemerkbar macht. Untersuchungen von Kranert (1988) haben gezeigt, dass der Energiegehalt pro Gramm abgebaute organische Substanz zwischen 15 bis circa 22,5 kJ/g beträgt. Die aerobe Abbaureaktion von Glucose ist in Gleichung 2.1 dargestellt. Hierbei muss jedoch berücksichtigt werden, dass diese Reaktion nur den veratmeten Teil der Glucose wiedergibt.



ΔG [KJ/mol] freie gebildete Energie

Gleichung 2.2 nach Dichtl et al. (2002) beschreibt den Gesamtumsatz an Glucose, berücksichtigt jedoch parallel den Verbrauch an Glucose, welches für den Zellaufbau benötigt wird.



Als Endprodukte des aeroben Reaktionsprozesses erhält man folglich zunächst CO_2 , H_2O sowie Zwischenprodukte für den Aufbau neuer Zellen und Energie. In geringen Konzentrationen werden zudem NH_3 , N_2O , H_2S , CH_4 oder CO gebildet. Einige dieser Komponenten, insbesondere CH_4 , werden ausschließlich unter anaeroben Bedingungen gebildet. Selbst bei intensiver Luftzufuhr können die Mikroporen nicht vollständig aerob gehalten werden, sodass partiell auch anaerobe Prozesse parallel zur Kompostierung ablaufen und somit typische Produkte anaerober Prozesse entstehen können. [Krogmann (1994)]

Die mikrobiologischen Mechanismen sind von einer Reihe von Faktoren wie Temperatur, pH-Wert, Wasserhaushalt, Sauerstoffversorgung, Stoffzusammensetzung und

Nährstoffversorgung abhängig auf die nachfolgend eingegangen wird.

Wasser- und Sauerstoffhaushalt

Der Wasserhaushalt ist von zentraler Bedeutung, weil Mikroorganismen nur im wässrigen Milieu wachsen können und Nährstoffe ausschließlich über die semipermeable Membran der Zellwände molekular und in gelöster Form aufgenommen werden können.

Nach Bilitewski et al. (2000) verhindern Wassergehalte von weniger als 20 % FS biologische Stoffwechselvorgänge, weil nicht genügend Wasser zur Lösung von Sauerstoff und Nährstoffen zur Verfügung steht. In der Literatur werden einige Werte zu den minimalen Wassergehalten aufgeführt, das heißt Wassergehalte unterhalb derer markante Hemmwirkungen auftreten. Bidlingmaier (1994) gibt hier einen Wertebereich zwischen 35-40 % an, Kutzner & Jäger (1994) und Stentiford (1996) einen Wertebereich zwischen 30-35 %. Nach Kutzner & Jäger (1994) verlangsamt ein Wasserranteil von weniger als 40 % bereits die biologischen Umsetzungsprozesse. Demgegenüber steht die Aussage von Miller (1989), wonach grundsätzlich bei aeroben Prozessen auch ein Überschuss an Wasser den Gesamtprozess verlangsamen kann. So bildet sich ein dicker Wasserfilm um die Zellen, welcher die Diffusion des Sauerstoffs erschwert und die Mikroorganismen ungenügend versorgt. Erschwerend kommt hinzu, dass die Diffusionsgeschwindigkeit in Wasser circa 10.000 mal langsamer im Vergleich zu dem in der Luft ist.

Darüber hinaus verringern zu hohe Wassergehalte das für die Sauerstoffversorgung notwendige Luftporenvolumen. Wassergehalte oberhalb von 55 % bis 65 % sind daher nicht zu überschreiten. Die obere Grenze des Wassergehaltes wird auch durch den Anteil stabiler Strukturbildner bestimmt. Bei hohem Anteil dieser Stoffe und hoher Sorptionskraft, wie zum Beispiel Holzhäcksels oder Rinde, können auch Werte von 70 % Wassergehalt toleriert werden.

Bei der Kompostierung kann der Hemmung durch einen Wasserüberschuss nur bedingt durch die Vergrößerung der aktiven Oberfläche mittels intensiver Zerkleinerung begegnet werden, weil die abnehmende Struktur des Materials die Sauerstoffversorgung behindert beziehungsweise gänzlich verhindert [Scherer & Kämpfer (2002)]. Die Diffusionsgeschwindigkeit nimmt mit steigender Temperatur zu, die Löslichkeit hingegen nimmt ab. Der mikrobielle Sauerstoffverbrauch ist zudem temperaturabhängig. Die Sauerstoffversorgung ist also vom komplexen Zusammenwirken dieser biotischen und abiotischen Faktoren abhängig (vergleiche hierzu auch Kapitel 2.2.5 [Jäckel & Kämpfer (2003)]).

Im Vergleich dazu steht das Verfahren der aeroben Stabilisierung in der flüssigen Phase. Hier wird das Substrat gezielt und intensiv zur Schaffung von großen, aktiven Oberflächen zerkleinert, um einen möglichst effektiven Sauerstoffeintrag in die Zelle zu erreichen. Anschließend wird das Substrat mit Wasser zu einer Lösung (circa 3-4 % TS-Gehalt) vermischt. Das Problem des Wasserüberschusses ist hier nicht vorhanden, jedoch nimmt mit steigender Temperatur die Sauerstoffaufnahmekapazität

des Substrates ab. Darüber hinaus ist der Sauerstoffeintrag in der flüssigen Phase gegenüber der Kompostierung aufgrund des deutlich höheren Diffusionswiderstandes durch den vergleichsweise dickeren Flüssigkeitsfilm an der Grenzfläche schlechter. Die für den vollständigen Abbau benötigte Sauerstoffmenge liegt nach Haug (1993) und Bidlingmaier & Denecke (1998) bei etwa $2 \text{ g O}_2/\text{g oTS}$. Zu Beginn der aeroben Behandlung ist der Bedarf an Sauerstoff analog zur Abbauleistung am größten, weil zunächst überwiegend leicht abbaubare Substanzen abgebaut werden [Kranert (2010)]. In Suspensionen aus organischen Substanzen (Abfällen) muss laut Stegmann & Heerenklage (2004) im Mittel mindestens $1 \text{ g O}_2/(\text{kg TS}\cdot\text{h})$ eingetragen werden.

Zwischenfazit: Wasser- und Sauerstoffhaushalt

Zusammenfassend zeigt sich, dass die für die Kompostierung geltenden Randbedingungen in Bezug auf den Sauerstoff- und Wasserhaushalt nicht auf die Aerobisierung übertragbar sind. Auf Grundlage des spezifischen Sauerstoffbedarfs ist es jedoch möglich, den Sauerstoffnutzungsgrad und damit die Effizienz beider Systeme zu bestimmen und in die Ergebnisauswertung einzubeziehen.

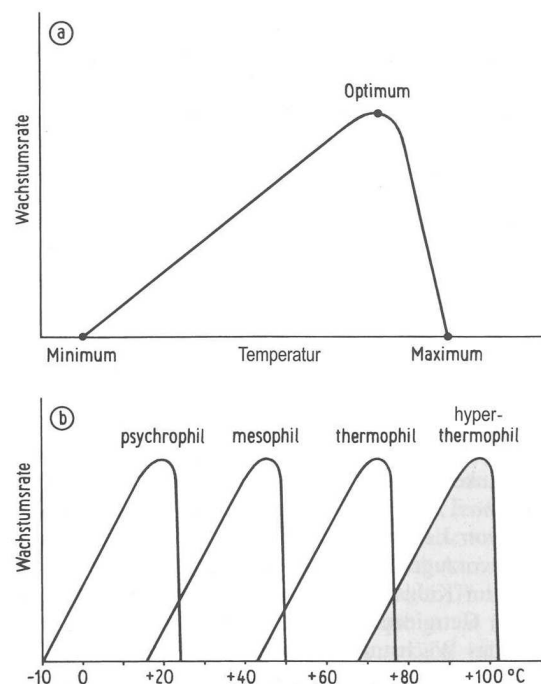
Temperatur

Die Temperatur nimmt zum einen wesentlichen Einfluss auf die Wachstumsraten und Stoffwechselreaktionen der Mikroorganismen, weil alle biochemischen Reaktionen stark temperaturabhängig sind. Zum anderen beeinflusst die Temperatur die Löslichkeit von Gasen in flüssigen Medien.

Mit zunehmender Prozesstemperatur steigt in der Regel die Intensität der mikrobiellen Stoffwechselprozesse. Diese Zusammenhänge werden in einer Vielzahl kinetischer Modelle basierend auf dem Wachstumsverhalten von Bakterienreinkulturen beschrieben. Die in der Chemie häufig angewendete RGT-Regel (Vant'Hoff-Arrhenius-Regel) besagt, dass je 10°C Temperaturerhöhung die Enzymaktivitäten bis zum Erreichen der Inaktivierungstemperatur verdoppelt werden. Diese Regel ist im Bereich der aeroben Abbauprozesse jedoch nur eingeschränkt gültig, weil die heterogene Zusammensetzung der Mikroorganismen unterschiedliche Temperaturoptima und -maxima bezüglich ihrer Aktivität aufweisen. [Haug (1993), Glathe (1985)] Mikroorganismen werden hinsichtlich des Temperaturbereiches nach Fritsche (2002) in psychrophile, mesophile, thermophile und hyperthermophile Organismen eingeteilt.

Abbildung 2.2 zeigt den Zusammenhang zwischen Wachstumsrate, Temperaturminimum, -maximum und -optimum. Abbildung 2.2 b stellt die Einteilung der Mikroorganismen nach den Temperaturansprüchen dar. Bei Temperaturen unter 5°C wird deren Aktivität stark eingeschränkt, ab $-2,5^\circ\text{C}$ ist nach Fritsche (2002) kein Wachstum mehr möglich. Selbsterhitzungsprozesse, zum Beispiel in Rottemieten, können Temperaturen von über 80°C bewirken. Einige bestimmte Prokaryonten können nach Fritsche (2002) unter diesen Bedingungen noch wachsen und sind bis zu

2 Stand des Wissens



Abbildungung 2.2: Einfluss der Temperatur auf Mikroorganismen [Fritsche (2002)]

einer maximalen Temperatur von 113 °C lebensfähig. Nach Stadtmüller (2004) kann bereits in einem Bereich zwischen 45 °C bis 60 °C die Denaturierung der Proteine von Mikroorganismen einsetzen. Eine deutliche Inaktivierung findet in der Regel bei Temperaturen oberhalb 75 °C infolge der Proteindenaturierung statt (Bidlemaier & Denecke (1998)). Hohe Abbauleistungen bei der Kompostierung von Restabfällen und Bioabfällen werden nach allgemeingültigem Wissensstand bei Temperaturen zwischen 45 °C und 60 °C erzielt (Glathe (1985); Fricke (1990)). Bestätigt werden diese Aussagen durch Untersuchungen, durchgeführt von Stockinger (2004). Hier konnten die höchsten Abbauleistungen bei circa 55 °C erzielt werden.

Zwischenfazit: Temperatur

Die Auswertung verschiedener Literaturdaten zeigen einen deutlichen Zusammenhang zwischen der Abbauleistung der Mikroorganismen und der Temperatur. Temperaturen im Bereich zwischen 45 °C und 55 °C gelten dabei als Optimum, bei dem die höchsten Abbauleistungen erzielt werden.

pH-Wert

Nach Glathe (1985) ist die Aktivität von Mikroorganismen wesentlich abhängig vom pH-Wert. Entscheidend ist dabei weniger die potenzielle als die aktuelle Wasserstoffionenkonzentration. Bidlemaier & Denecke (1998) geben optimale pH-Werte im Rahmen der aeroben biologischen Abfallbehandlung zwischen 7-9 an, Kranert (2010)

zwischen 7-11. Im Gegensatz dazu schränken pH-Werte kleiner 7 die mikrobiologische Aktivität ein, bei pH-Werten unter 5 ist eine sehr starke Hemmwirkung zu verzeichnen.

In Abbildung 2.3 ist nach Bidlingmaier & Denecke (1998) der pH-Wert-Verlauf während der Rottephase von Kompost dargestellt. Zunächst sinkt der pH-Wert aufgrund der Bildung von Fettsäuren, beziehungsweise organischen Säuren als Zwischenprodukt des mikrobiellen Abbaus, der CO₂-Produktion und der einsetzenden Nitrifikation ab. Anschließend steigt der pH-Wert nach einer Umstrukturierung der Bakterienkulturen in Verbindung mit der Bildung von Ammoniak im Verlauf des Prozesses auf den neutralen pH-Wert Bereich an.

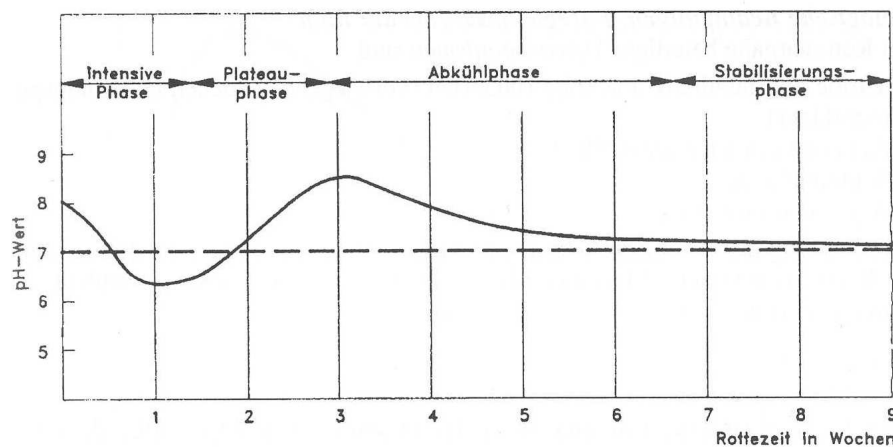


Abbildung 2.3: pH-Wert-Verlauf während des Rotteprozesses [Bidlingmaier & Denecke (1998)]

Zwischenfazit: pH-Wert

Verschiedene Prozesse sind direkt vom pH-Wert abhängig, weil er sich auf die Aktivität der Mikroorganismen auswirkt. Er gilt daher auch als Steuergröße des Prozesses. Sowohl in Bezug auf den aeroben Abbauprozess organischer Substanzen, als auch auf die Nitrifikation, sind nach entsprechenden Literaturdaten bestimmte pH-Wertbereiche einzuhalten, um einen vollständigen ungehemmten Abbauprozess zu erzielen. Es ist demnach von großer Bedeutung, den pH-Wert als Steuergröße für genannte Prozesse aufzunehmen.

Hemmung

Grundsätzlich muss zwischen Hemmung und toxischer Wirkung auf eine Zelle unterschieden werden. Hemmungen sind zumeist reversible Einschränkungen der biologischen Aktivitäten, toxische Wirkungen haben die Abtötung der Zellen zur Folge. Es muss daher auch die Wirkungsweise entsprechender Substanzen betrachtet werden. So ist vielfach die toxische Wirkung eine Frage der Konzentration oder der Dosis.

Schwermetalle wie Kupfer oder Zink gelten beispielsweise als toxisch, sind aber in geringen Konzentrationen als Nährstoff unverzichtbar. Daher sind nicht nur Kenntnisse über die Inhaltsstoffe notwendig, sondern auch über deren Wirkung auf die Organismen in Abhängigkeit eines entsprechenden Konzentrationsniveaus.

In Restabfällen sind häufig erhöhte Konzentrationen von Chloriden, Desinfektionsmitteln, Pestiziden, Herbiziden, Antibiotika und Schwermetallen zu finden. Es muss davon ausgegangen werden, dass sich diese Stoffe durch beispielsweise Prozesswasserkreislaufführung oder den biologischen Abbau anreichern können und kritische Konzentrationen erreichen [Bischofsberger et al. (2005), Stadtmüller (2004)].

2.2.3 Abbauverhalten und Zusammensetzung organischer Bestandteile im Restabfall

Zur Bestimmung des Abbauverhaltens der im Restabfall enthaltener organischer Bestandteile muss im Detail auf die chemische Zusammensetzung einzelner relevanter Stoffgruppen eingegangen werden. Hierbei wird sich im Wesentlichen nach Kranert (2010) auf

- Fette
- Proteine
- Kohlenhydrate und
- Lignin

konzentriert. Die Tabelle 2.1 zeigt die Zusammensetzung der organischen Substanz im Restabfall.

Tabelle 2.1: Zusammensetzung der organischen Substanzen im Restabfall nach Tidden (2003), verändert

Parameter	[% FS]	[% TS]	[% oTS]
TS-Gehalt	52,6-61,3		
oTS-Gehalt		48,9-59,7	
Kohlenhydrate gesamt			72,5
Stärke			25,0
Hemicellulose			5,9
Cellulose			41,6
Fette			3,0
Proteine			8,0
Lignin			16,5

In Tabelle 2.2 sind die organischen Substanzen hinsichtlich des Abbauverhaltens und des Vorkommens aufgelistet. Es lässt sich erkennen, dass sich neben dem sehr

schnell abbaubaren Stoff „Stärke“ mit einem Anteil von circa 25,0 % auch ein deutlich erhöhter Anteil an schwer abbaubaren Stoffen, wie „Lignin“ und „Cellulose“ mit einem Anteil von 16,5 % beziehungsweise 41,6 % in der organischen Trockensubstanz des Restabfalls enthalten ist.

Tabelle 2.2: Vorkommen und Abbaubarkeit von Naturstoffen, nach Bidlingmaier & Müsen (1997), verändert

Naturstoff	Vorkommen	Abbaubarkeit und abbauende Organismen
Stärke	Speichersubstanz in Samen, Knollen und Wurzeln	Sehr schnell abbaubar / Pilze und Bakterien
Proteine	Struktur- oder Funktionsbestandteile vieler Organismen	sehr leicht abbaubar / Pilze und Bakterien
Pektine	in der Mittellamelle zwischen Zellwänden	schnell abbaubar / Pilze und Bakterien
Hemicellulose	Zellwandgerüstsubstanzen	leicht abbaubar (Arabane) bis schwerer Abbau (Galactane)/Abbau durch Actinomyceten, Bakterien und Pilze
Chitine	Stützsubstanz der Zellwände und Exoskelette	relativ leicht abbaubar / Bakterien und Pilze
Cellulose	Zellwandsubstanz höherer Pflanzen	relativ gut abbaubar, aber schwer angreifbar da unlöslich
Fette/Wachse	Pflanzen- und Tierreste Speichersubstanzen	gut abbaubar / Bakterien, Actinomyceten
Lignin	Pflanzenbestandteil	sehr resistent und langsam abbaubar / Basidiomyceten, Actinomyceten und wenige andere

Zwischenfazit: aerober Abbau organischer Substanz

Es zeigt sich nach Tidden (2003), dass die im Restabfall enthaltenen organischen Substanzen (Fette, Proteine, Stärke und Hemicellulose) mit einem Anteil von etwa 40 % überwiegend leicht abbaubar sind. Cellulose, mit ebenfalls einem Anteil von circa 40 %, ist zwar relativ leicht abbaubar, jedoch schwer durch die Mikroorganismen anzugreifen, weil es nicht löslich ist.

Mit Bezug auf die Zusammensetzung des Substrates soll auf die Stoffgruppenverteilung (vergleiche Abbildung 3.5) und die biochemischen Analysen (vergleiche Abbildung 3.6) des Inputs Stofflöser verwiesen werden. Die Analysen zeigen einen hohen Anteil der biologisch abbaubaren organischen Substanz (oTS_{bio}) und eine erwartungsgemäß hohe Aktivität (vergleiche AT_4). Durch die mechanischen Einwirkun-

gen des Mixers ist von einem sehr guten Aufschlussgrad auszugehen. Es ist zudem anzunehmen, dass in der anaeroben Stufe überwiegend Stärke und Proteine abgebaut werden, weil diese nach Ottow & Bidlingmaier (1997) eine sehr hohe anaerobe Abbaubarkeit vorweisen. In die Aerobisierung würden zunächst mittel- bis schwerabbaubare Stoffe, wie beispielsweise Hemicellulosen, Fette und Cellulose, und anteilig leichtabbaubare Stoffe überführt werden. Dieser Sachverhalt muss bei der Bewertung der Abbauleistung der aeroben Prozessstufe berücksichtigt werden.

2.2.4 Nitrifikation - Stickstoffkreislauf

Die Betrachtung des Nitrifikationsprozesses ist im Hinblick auf den Abbau beziehungsweise die Umwandlung von Ammonium zu Nitrat und Nitrit von Bedeutung. Erhöhte Ammoniumkonzentrationen im rezirkulierten Prozesswasser können beispielsweise die Gasbildung im Fermenter negativ beeinflussen. Zudem führt ein unvollständiger Abbau des Nitrates zum Austrag von klimaschädlichem Lachgas (vergleiche hierzu auch Kapitel 3.6.1). Erhöhte Nitratgehalte können außerdem bei der Abwasserbehandlung insbesondere bei der Verwendung von Umkehrosmoseanlagen problematisch sein.

Stickstoff bildet mit seiner inerten Form (N_2) den Hauptbestandteil der Atmosphäre mit circa 78 % und ist als Bestandteil der Proteine ein essentielles Element für den Organismus. Zwischen der inerten und der organischen Form durchläuft Stickstoff einen Kreislauf, der durch unterschiedliche Stoffwechseltätigkeiten im Gleichgewicht gehalten wird [Dichtl (2007)].

Stickstoffkreislauf

Ammonium ist das Produkt von Eiweiß und Aminosäuren, welches mit der abgestorbenen Substanz von Tieren und Pflanzen in den Boden gelangt. Herrschen aerobe Verhältnisse vor, so wird das Ammonium durch Bakterien wie *Nitrosomonas* und *Nitrobacter* zu Nitrat und Nitrit oxidiert (Nitrifikation). Pflanzen können dabei sowohl Nitrat als auch Ammonium als Stickstoffquelle verwerten und assimilieren. Unter anoxischen Bedingungen kommt es zur Denitrifikation. Bakterien wandeln Nitrat in gasförmigen Stickstoff um. Hierbei benutzen die Bakterien Nitrat (Wasserstoffakzeptor) als Sauerstoffquelle. Deswegen wird dieser Vorgang auch als Nitratatmung bezeichnet [Fuchs et al. (2007)]. Abbildung 2.4 zeigt den Stickstoffkreislauf nach Wicht (1996).

Nitrifikation

Ammonium wird in zwei Schritten durch chemolithoautotrophe Bakterien erst zu Nitrit und dann zu Nitrat oxidiert. Dabei nutzen die nitrifizierenden Bakterien die gewonnene Energie zur autotrophen CO_2 -Assimilation. Die bekanntesten Bakterien sind Vertreter der Gattungen *Nitrosomonas* und *Nitrobacter*. Die Nitrifikation

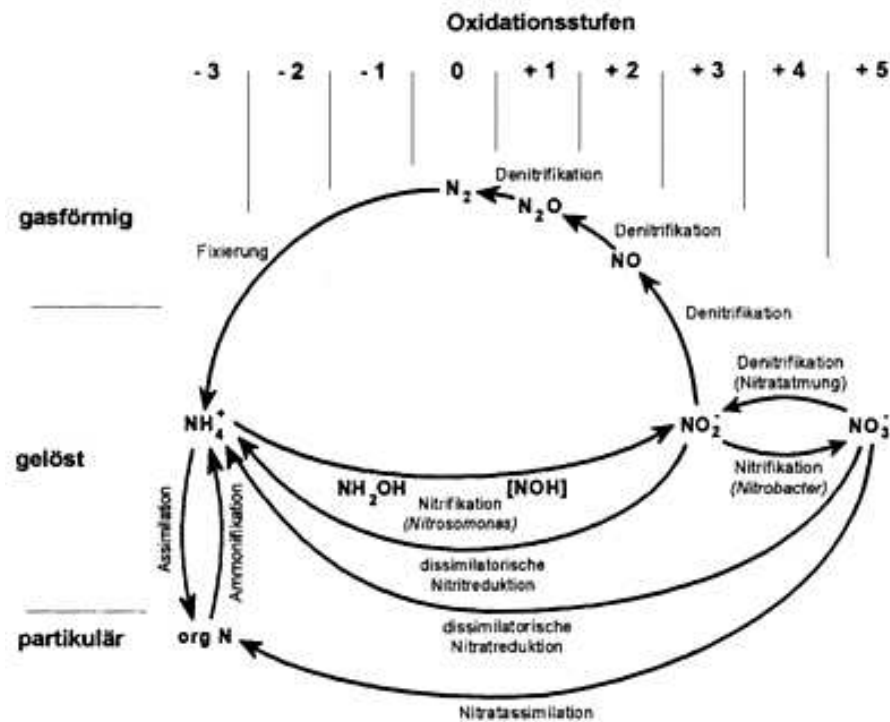
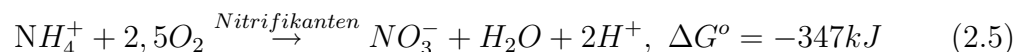
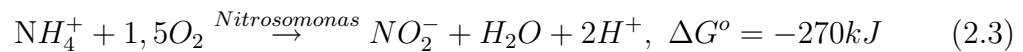
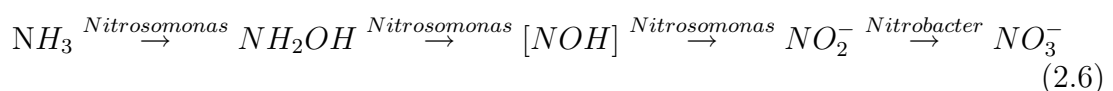


Abbildung 2.4: Stickstoffkreislauf [Wicht (1996)]

(siehe Gleichung 2.5) wird in die Teilschritte Nitritation (siehe Gleichung 2.3) und Nitratation (siehe Gleichung 2.4) unterteilt [Dichtl (2007), Fritsche (2002)].



Gleichung 2.6 nach Schlegel (1992) zeigt die Reaktionsschritte der Oxidation von Ammonium zu Nitrat. Der Energiegewinn erfolgt im zweiten Schritt der Oxidation von Hydroxylamin (NH_2OH). Es ist zu vermuten, dass Nitroxyl (NOH) als Intermediat gebildet wird, welches aber aufgrund der chemischen Unbeständigkeit als Zwischenprodukt nicht nachweisbar ist. Die Oxidation von Nitrit zu Nitrat erfolgt ohne Zwischenschritte und setzt deutlich weniger Energie frei als die Nitritation.



Der stöchiometrische Sauerstoffbedarf zur Oxidation von Ammonium zu Nitrit beziehungsweise von Nitrit zu Nitrat wird mit 3,43 g O_2 beziehungsweise 1,14 g O_2 angegeben. Aufgrund des Wachstums der Biomasse während der Nitrifikation ergibt

sich real ein etwas niedrigerer Sauerstoffbedarf.

Hemmfaktoren der Nitrifikation

Die Nitrifikation kann durch unterschiedliche Faktoren beeinträchtigt werden. Das Substrat und dort im Detail die Verfügbarkeit des Kohlenstoffs haben einen wesentlichen Einfluss auf die Oxidation von Ammonium. Neben Stickstoffverbindungen benötigen die autotrophen Nitrifikanten CO_2 für den Zellaufbau, welche zum einen durch die Belüftung und zum anderen durch den CO_2 -Ausstoß der organotrophen Kohlenstoffverwerter geliefert werden.

Gleichung 2.5 zeigt, dass pro mol oxidiertem Ammonium zwei Wasserstoff-Ionen gebildet werden, welche durch die Reaktion mit Hydrogencarbonat (HCO_3^-) zu CO_2 und H_2O reagieren. Somit stellt das System $\text{HCO}_3^-/\text{CO}_2$ das Puffersystem des Wassers dar. In Gleichung 2.7 ist die Reaktion der Wasserstoffionen mit Hydrogencarbonat dargestellt. Ist die Pufferkapazität des Wassers/Substrates verbraucht, sinkt durch den Anstieg der Wasserstoff-Ionen-Konzentration der pH-Wert. Folglich verschiebt sich das Dissoziationsgleichgewicht NH_3 und NH_4^+ zum Ammonium.



Der pH-Wert stellt zudem einen wichtigen Einflussfaktor dar. Die Konzentrationsverhältnisse von NH_4 zu NH_3 und von HNO_2 zu NO_2 sind pH-wertabhängig. Somit erhöht sich der Anteil, der als Ammonium oder salpetrige Säure anfällt mit sinkendem pH-Wert. Entsprechend steigen die Ammoniak- und Nitritanteile mit dem pH-Wert an. Verschiebt sich der pH-Wert um den Wert 1, ändert sich das Konzentrationsverhältnis entsprechend um eine Zehnerpotenz. Das Verhältnis von Ammonium zu Ammoniak ist bei einem pH-Wert von 9,25 ausgeglichen, das von salpetriger Säure zu Nitrit bei einem pH-Wert von 3,2.

Somit kann in Abhängigkeit des gemessenen pH-Wertes über das beschriebene Verhältnis die ohne eine Hemmung zu verursachende maximale Ammoniumkonzentration berechnet werden. Es besteht folglich der Zusammenhang bei einer Temperatur von 20°C :

$$\frac{\text{NH}_3 - N}{\text{NH}_4 - N} = \frac{10^{\text{pH}}}{10^{9,25}} \quad (2.8)$$

Durch mathematische Umformung und Berücksichtigung der mol-Massenverhältnisse ergibt sich für die kritische Ammoniakkonzentration (X) nach Anthonisen (1976):

$$X \cdot \frac{17\text{g/mol}}{14\text{g/mol}} = \frac{10^{9,25}}{10^{\text{pH}}} \geq \text{NH}_4 - N \quad (2.9)$$

Analog ergibt sich für die kritische HNO_2 -Konzentration (Y):

$$Y \cdot \frac{14\text{g/mol}}{47\text{g/mol}} = \frac{10^{\text{pH}}}{10^{3,2}} \geq \text{NO}_2 - N \quad (2.10)$$

Von Anthonisen (1976) wurden Untersuchungen zu Hemmwirkungen auf die Nitrifikation durchgeführt, welche nach Dichtl (2007) wie folgt zusammengefasst werden können:

- ab circa 0,2 mg $\text{HNO}_2\text{-N/l}$ beginnt die Hemmung der Nitritation, wobei die Ammoniumkonzentration bei Belastung kontinuierlich ansteigt.
- Ammoniak wirkt ab einer Konzentration von 0,1 mg/l hemmend auf die Nitritoxidierer, dient aber andererseits den Ammoniumoxidierern als Substrat
- Ammoniakkonzentrationen von ≥ 10 mg/l setzen die Geschwindigkeit der enzymatischen Reaktionen herab, eine Substrathemmung ist die Folge.

In Abbildung 2.5 ist die Hemmwirkung von Ammoniak und salpetriger Säure in Abhängigkeit des pH-Wertes dargestellt. In Abhängigkeit der Konzentrationen salpetriger Säure und des Ammoniaks bleibt ein geringer pH-Wertebereich in dem Hemmwirkungen auszuschließen sind. Für eine in Deutschland durchschnittliche Belastung des Abwassers mit Ammonium von 40-80 mg/l würde sich nach Anthonisen (1976) ein pH-Wertebereich von circa 6,3-7,3 ergeben in dem die beiden Prozesse der Nitrifikation ungehemmt ablaufen können.

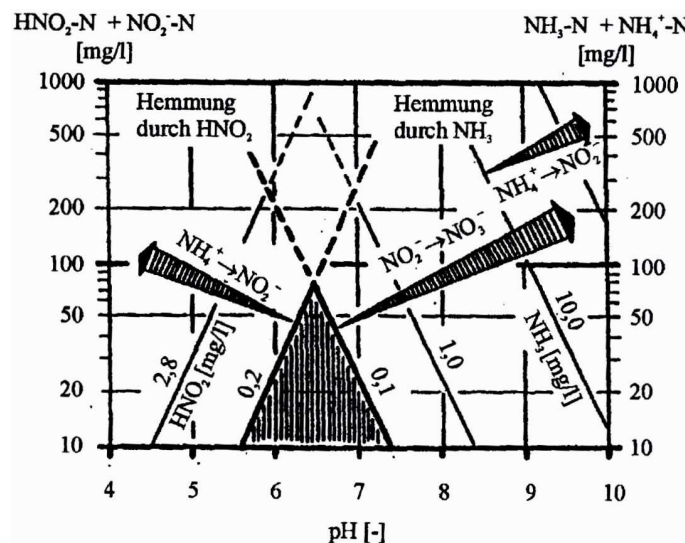


Abbildung 2.5: Hemmwirkungen auf die Nitrifikation nach Anthonisen (1976)

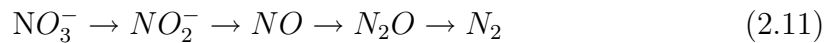
Zudem hemmen beziehungsweise stoppen nach Stanton et al. (2001) sowie Ritzkowski & Stegmann (2006) Temperaturen über 40 °C den Nitrifikationsprozess.

Denitrifikation

Der Prozess der Denitrifikation setzt gebundenen Stickstoff in Form von Nitrat zu gasförmigen elementaren Stickstoff unter anoxischen Bedingungen um. Die Denitrifikation kann in vier Schritte unterteilt werden. Die Umsetzung des Nitrats zu

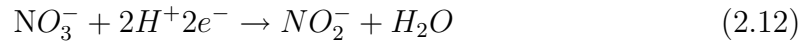
2 Stand des Wissens

elementarem Stickstoff erfolgt in den Reduktionsstufen:

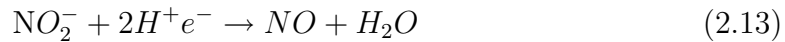


Im Detail werden die einzelnen Reduktasen wie folgt beschrieben:

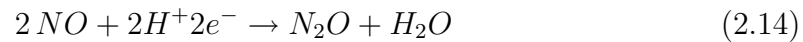
1. Nitratreduktase



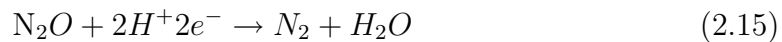
2. Nitritreduktase



3. Stickstoffmonoxid-Reduktase



4. Distickstoffmonoxid-Reduktase



Die Nitratatmung tritt in unterschiedlichen Bakteriengruppen auf, welche allesamt fakultativ anaerob sind. Insofern Sauerstoff vorhanden ist, finden aerobe Stoffwechselprozesse statt. Sauerstoffmangel sowie die Existenz von Nitrat hingegen lösen das Nitratreduktase-System aus. Als Nebenprodukt der Denitrifikation entsteht N_2O , welches insbesondere bei einem Überschuss an Nitrat und einem Mangel an Elektronendonatoren verstärkt gebildet wird. [Fritsche (2002)]

Zwischenfazit: Stickstoffabbau

Der Abbau von Ammonium hängt wesentlich vom pH-Wert ab. Dieser muss während der Nitrifikation konstant gehalten werden, weil sonst durch die Verschiebung des Dissoziationsgleichgewichtes Ammoniak entsteht, welches kostenintensiv behandelt werden müsste. Bildet sich Säure kommt die Nitrifikation aufgrund der Hemmwirkung zum Erliegen. Die größte Herausforderung ist dabei der relativ schmale Wertebereich in dem sich der pH-Wert bewegen darf (vergleiche Abbildung 2.5). Durch eine Rezirkulierung des Prozesswassers ist mit einer Aufkonzentration des Ammoniums in der Aerobisierung zu rechnen. Hierbei muss berücksichtigt werden, dass Ammonium-Konzentrationen von deutlich mehr als 400 mg/l schwer abzubauen sind.

Gelingt die komplette Oxidation von Ammonium zu Nitrat, muss letzteres zu elementarem Stickstoff abgebaut werden, was durch eine Denitrifikation herbeigeführt wird. Die Denitrifikation kann ausschließlich unter anoxischen Bedingungen stattfinden. Wird der Vorgang gestört, beispielsweise durch die Bildung aerober Zonen, entsteht klimaschädliches Lachgas.

Es zeigt sich, dass die Umwandlung Ammoniums zu elementarem Stickstoff ein komplexer Vorgang ist, welcher die strikte Einhaltung beziehungsweise Steuerung prozessbeeinflussender Parameter voraussetzt. Übertragen auf die Aerobisierung würde

eine unzureichende Nitrifikation beziehungsweise Denitrifikation sowohl klimawirksame (Bildung von N_2O) und ökonomische (Bildung von NH_3) Folgen nach sich ziehen. Vorangegangene Messungen der MBA haben bereits die Bildung von Lachgas und Ammoniak gezeigt, so dass der Einbezug dieser Untersuchungen auch im Hinblick auf die Ableitung des Optimierungspotenzials der Prozessstufe Aerobisierung (siehe Kapitel 4.8) als sinnvoll erachtet werden.

2.2.5 Sauerstoffversorgung von Mikroorganismen

Der Sauerstoffeintrag in die flüssige Phase muss grundsätzlich den Sauerstoffbedarf der am Abbau der organischen Substanz beteiligten Mikroorganismen entsprechen, um eine optimale Abbauleistung erreichen zu können. Dabei liegt die Menge an eingetragenen Sauerstoff meist über dem theoretischen Bedarf der Mikroorganismen, weil der Sauerstoff nicht vollständig in der flüssigen Phase gelöst wird. Der Eintrag des Sauerstoffes erfolgt als Diffusionsprozess über die Grenzfläche zwischen Luft und Wasser und wird von stofflichen und hydrodynamischen Einflussfaktoren bestimmt. [Wagner (1995)] Abbildung 2.6 zeigt den schematischen Stofftransport zwischen einer Gasblase und dem Zellverband nach Bailey & Ollis (1986), welcher in sieben Transportwiderstände eingeteilt werden kann:

1. den Kern der Gasblase zur Grenzschicht Gas/Flüssigkeit
2. die Grenzschicht Gas/Flüssigkeit
3. das die Blase umgebende nicht gemischte Flüssigkeitsgebiet
4. das gut gemischte Flüssigkeitsgebiet
5. das den Zellverband umgebende nicht gemischte Flüssigkeitsgebiet
6. den Zellverband, das Mycel oder Feststoffpartikel
7. die Zellmembran und intrazellulär zu den Reaktionsplätzen.

Für den Stofftransfer existieren drei gängige Modellvorstellungen: die Zweifilmtheorie, das Penetrationsmodell und die Theorie der Oberflächenerneuerung. Die Zweifilmtheorie basiert auf der Annahme, dass auf jeder Seite der Grenzfläche ein Film liegt, durch den der Diffusionsprozess erfolgt. An der Phasengrenze befindet sich die Übergangskomponente im Gleichgewicht mit der jeweiligen Phase. Somit bleiben an der Phasengrenze die Gleichgewichtskonzentrationen erhalten. [Chmiel (2006)]

Nach Chmiel (2006) geht „Die Theorie der Oberflächenerneuerung von einer ständigen Erneuerung der Volumenelemente an der Grenzfläche aufgrund turbulenter Bewegung aus. Die Austauschzeit wird hier aufgrund einer Wahrscheinlichkeitsfunktion angenommen.“ Die Penetrationstheorie beschreibt den Stoffübergang nach Wagner & Loock (2009) wie folgt. Aus dem Kern der zu belüftenden Flüssigkeit gelangen

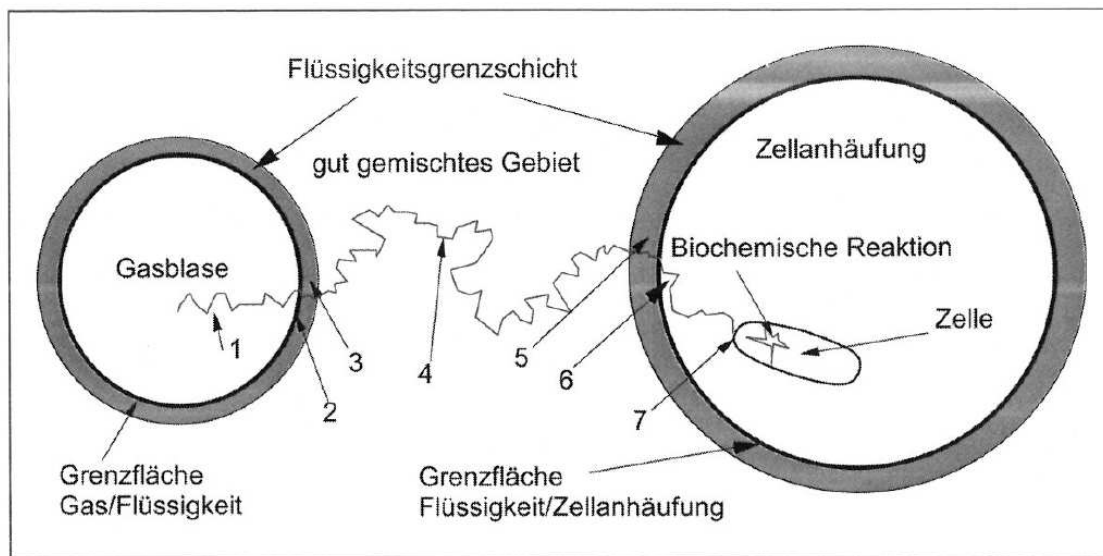


Abbildung 2.6: Schematischer Stofftransport zwischen einer Gasblase und einem Zellverbund [Bailey & Ollis (1986)]

einzelne Elemente durch Turbulenzen an die Phasengrenzflächen. Die Flüssigkeitselemente nehmen durch instationäre, molekulare Diffusion innerhalb einer Verweilzeit eine bestimmte Menge Sauerstoff auf. Anschließend verschwinden sie wieder im Kern. Abbildung 2.7 zeigt die schematische Darstellung der Penetrationstheorie nach Higbie (1935).

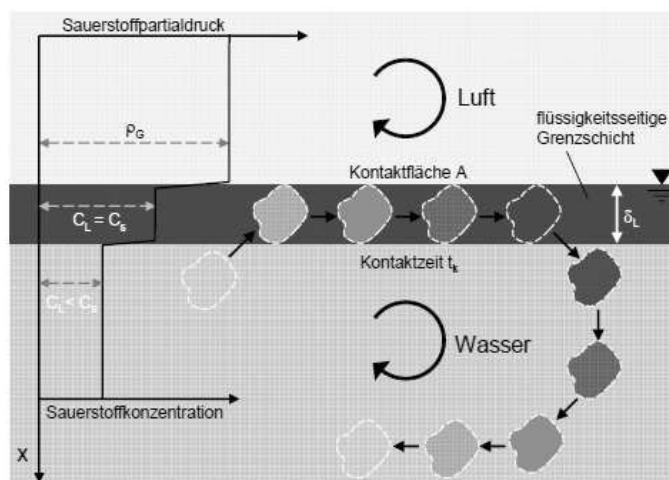


Abbildung 2.7: Schematische Darstellung der Penetrationstheorie [Higbie (1935)]

Nach Einschätzung von Chmiel (2006) berücksichtigen die Modelle hydrodynamische Eigenschaften nicht ausreichend. Die Zweifilmtheorie setzt beispielsweise experimentell nicht nachweisbare laminar strömende Filme voraus, ist jedoch mathematisch einfacher zu lösen. Abbildung 2.8 zeigt die schematische Darstellung der Konzentra-

tionsgradienten an der Phasengrenze gemäß der Zweifilmtheorie. Die reale Darstellung der Gradienten ist links, die vereinfachte Annahme gemäß Zweifilmtheorie ist in der rechten Abbildung dargestellt.

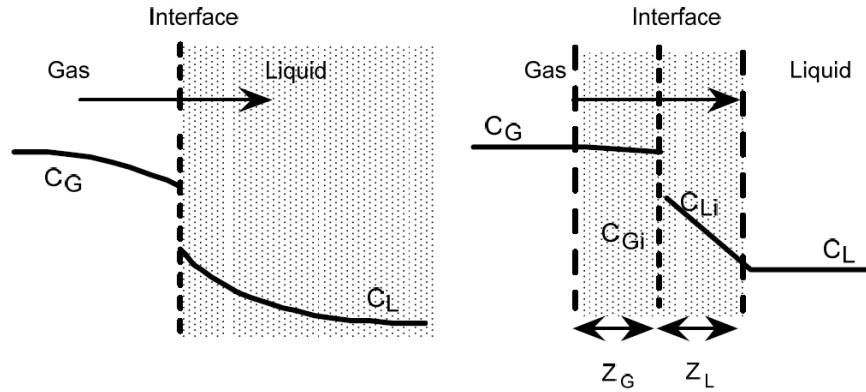


Abbildung 2.8: Reale Konzentrationsgradienten an der Phasengrenze real (links) und Gradienten gemäß Film-Theorie (rechts) nach Heinzle (2010)

Die zeitliche Änderung der Sauerstoffkonzentration in der flüssigen Phase wird beschrieben durch die Sauerstoffübertragungsrate (oxygen transfer rate OTR) und die Sauerstoffaufnahme (oxygen uptake rate OUR) und wird mit folgender Gleichung ausgedrückt:

$$\frac{dC_L}{dt} = k_L a (C_L^* - C_L) - r_{O_2} \quad (2.16)$$

C_L	[mol/L]	Konzentration des Sauerstoffs
t	[min]	Zeit
k_{La}	[1/min]	Volumetrischer Sauerstoffübergangskoeffizient
C_L^*	[mol/L]	Gleichgewichtskonzentration
r_{O_2}	[mol/(min·L)]	Sauerstoffverbrauchsrate OUR

Die spezifische Phasengrenzfläche a ergibt sich dabei aus dem Quotienten der gesamten mit Sauerstoff gefüllten Gasblasenoberfläche und dem Volumen der Flüssigkeit.

$$a = \frac{A_{O_2}}{V_L} = P_B \cdot \frac{Q_L \cdot d_e}{d_B \cdot (v_s \cdot v_w)} \quad (2.17)$$

a	[1/m]	Phasengrenzfläche
A_{O_2}		Gasblasenoberfläche
V_L		Volumen der Flüssigkeit
Q_L	[1/m]	Eingeblasene Luftmenge
P_B	[-]	Proportionalitätskonstante
d_e	[m]	Einblastiefe

2 Stand des Wissens

d_B	[mm]	Blasendurchmesser
v_s	[m/h]	Schlupfgeschwindigkeit der Blase im Wasser
v_w	[m/h]	Aufwärtsströmung des Wassers

Gleichung 2.17 veranschaulicht, dass sich die Grenzfläche mit einer Erhöhung des Luftstromvolumens und der Einblastiefe maximieren lässt und somit der kLa -Wert ebenfalls erhöht werden kann. Der Blasendurchmesser und die Aufwärtsströmung hängen im Wesentlichen vom angelegten Luftstrom und der Konstruktion des Belüftungssystems sowie der Beckengeometrie ab. In differentiell kleinen Zeitbereichen ändert sich die Konzentration des gelösten Sauerstoffes nicht, sodass der kLa -Wert entsprechend nachfolgender Gleichung 2.18 theoretisch anhand der statischen Methode berechnet werden kann:

$$kLa = \frac{r_{O_2}}{(C_L^* - C_L)} \quad (2.18)$$

C_L	[mol/L]	Konzentration des Sauerstoffs
kLa	[1/min]	volumetrischer Sauerstoffübergangskoeffizient
C_L^*	[mol/L]	Gleichgewichtskonzentration
r_{O_2}	[mol/(min·L)]	Sauerstoffverbrauchsrate OUR

Für die Bestimmung des kLa -Wertes der vorliegenden Versuchsreihen ist die dynamische Methode gewählt worden. Abbildung 2.9 zeigt beispielhaft den Verlauf der gemessenen Sauerstoffkonzentration über die Zeit.

Die Sauerstoffaufnahme Q_{O_2} entspricht dabei der Steigung der Geraden in Phase 1. Unter der Voraussetzung, der kLa -Wert ist im beobachteten Zeitraum konstant, kann eine Integration gemäß folgender Gleichung 2.19 vorgenommen werden.

$$\int_{C^1}^{C^2} \frac{dC_L}{(C_L^* - C_L)} = kLa \int_{t_1}^{t_2} dt \quad (2.19)$$

Nach entsprechender Umformung folgt für die Berechnung des kLa -Wertes:

$$KLa = \frac{\ln \frac{(C_L^* - C_L^1)}{(C_L^* - C_L^2)}}{t_2 - t_1} \quad (2.20)$$

Die Bestimmung des kLa -Wertes kann minimal aus zwei Punkten erfolgen. Zur Erhöhung der Genauigkeit werden Zähler und Nenner der Gleichung 2.20 aufgetragen. Die Steigung der Geraden ergibt den kLa -Wert (siehe Abbildung 2.10).

Sauerstoffaufnahme - Einfluss der Temperatur

Untersuchungen von Ory et al. (1999) in Otten (2007) zeigen eine lineare Abhängigkeit zwischen dem kLa -Wert und der Betriebstemperatur. Ein Anstieg der Temperatur bewirkt eine Absenkung der Grenzflächenkonzentration von Sauerstoff, gleichzeitig steigt die Stoffübergangskonstante kL an.

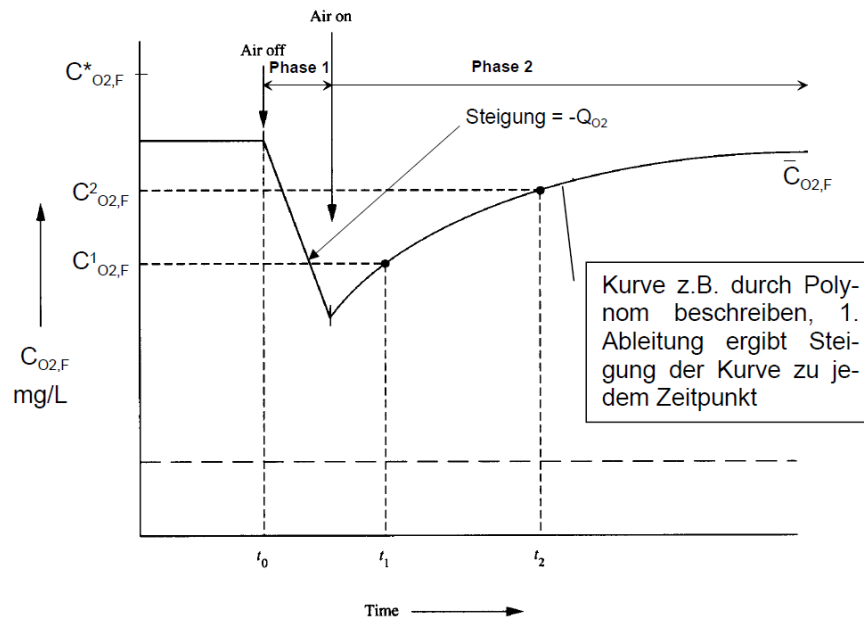


Abbildung 2.9: Schematische Darstellung zur Bestimmung des $k_L a$ -Wertes und des Durchflusses Q mit der dynamischen Methode [Rau & Graßl (2011)]

Sauerstoffaufnahme - Einfluss des Blasendurchmessers, des Gasgehaltes und der Einblastiefe

Für den Blasendurchmesser und den Gasgehalt sind in Otten (2007) durch Fleischer (2001) und Deckwer (1985) folgende Zusammenhänge beschrieben worden. Je kleiner der Blasendurchmesser ist, desto größer ist die Gesamtoberfläche beziehungsweise die zur Verfügung stehende Stoffaustauschfläche (siehe Gleichung 2.17). Jedoch ist für den Stoffaustausch die Qualität und Struktur der Stoffaustauschfläche wichtig. Kleine Blasen haben relativ starre Oberflächen und weisen somit kleine Stoffübergänge auf. Blasen größeren Durchmessers hingegen mit beweglichen und oszillierenden Oberflächen, weisen hohe Turbulenzintensitäten auf, welche zu hohen Stoffübergängen führen. So verhalten sich Blasen mit einem Durchmesser kleiner als 1 mm mit dem an der Phasengrenzfläche haftendem Flüssigkeitsfilm eher wie starre Kugeln. Die $k_L a$ -Werte sind im Wesentlichen abhängig von der Blasengröße und der Strömung um die Blase herum. Neben der Charakteristik der Luftblase sind zudem die Einblastiefe, der eingetragene Luftvolumenstrom und die Blasenauftiegeschwindigkeit wesentliche Einflussfaktoren des Sauerstoffeintrages. Die Abbildung 2.11 zeigt nach Pöpel & Wagner (1997) den Sauerstoffeintrag in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom und der Eintauchtiefe. In der Abwasserbehandlung haben sich demnach Anlagen mit einem Luftvolumenstrom von 1 bis $5 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ und einer Eintauchtiefe von 3 bis 7 m als effizient erwiesen.

Je höher die Eintauchtiefe ist desto größer wird auch der Lufteintrag in die flüssige Phase. Dies begründet sich unter anderem durch die Verweilzeit der Blasen, welche

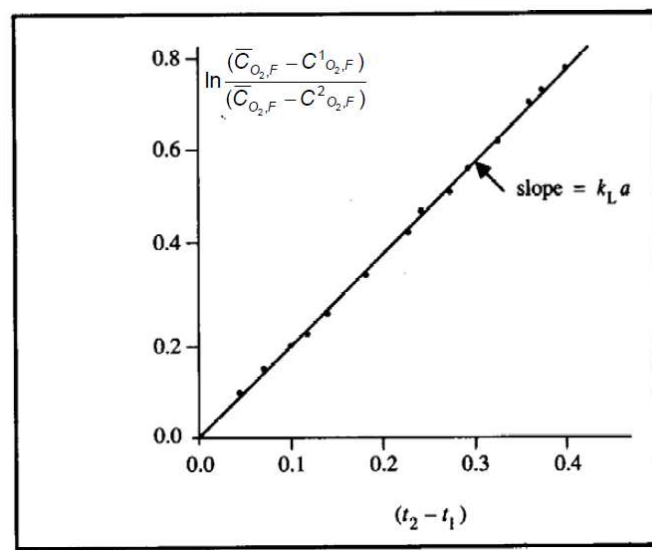


Abbildung 2.10: Bestimmung des kLa -Wertes

wiederum von der Aufstiegsgeschwindigkeit und der Durchmischungsintensität des Mediums abhängen.

In Abbildung 2.12 ist die Geschwindigkeit des Aufstiegs der Blasen in Abhängigkeit vom Durchmesser nach Fleischer (2001) im ruhenden Medium dargestellt. Es wird deutlich, dass ab einem Durchmesser von circa 2 mm die Geschwindigkeit zwischen 20-25 cm/s liegt. Bei Blasen des Durchmessers 0,5 bis 2 mm steigt die Geschwindigkeit etwa linear von 0 auf 20 cm/s an.

Zwischenfazit: Sauerstoffversorgung von Mikroorganismen

Es zeigt sich, dass die Sauerstoffübertragungsrate und das Sauerstoffzufuhrvermögen von der Größe der Grenzfläche abhängen. Es gilt diese möglichst zu maximieren beziehungsweise den Phasenfilm an der Grenzschicht zu minimieren. Wesentlichen Einfluss dabei haben nach Wagner (1992) unter anderem die Luftbeaufschlagung, die Eintauchtiefe (vergleiche hierzu auch Gleichung 2.17) sowie nach Fleischer (2001) die Charakteristik der Luftblase. Eine Erhöhung der Eingangsleistung zur Durchmischung des Substrates lässt den kLa -Wert ansteigen. Mitunter verringert sich die Schichtdicke der Flüssigkeitsgrenzfläche durch einwirkende Kräfte, und der Diffusionswiderstand nimmt ab. Dies haben unter anderem Untersuchungen von Poughon et al. (2003) sowie Boon et al. (1992) gezeigt. Demnach hat die Geometrie des Versuchstandes sowie die Leistung zur Durchmischung des Substrates einen wesentlichen Einfluss auf den kLa -Wert. Somit sind nur die Ergebnisse miteinander zu vergleichen, welche unter denselben Randbedingungen gleicher Reaktortyp, gleiches Füllvolumen und gleiches Werkzeug zur Durchmischung stattgefunden haben. Die variablen Parameter sind die Intensität der Sauerstoffbeaufschlagung und die Durchmischung.

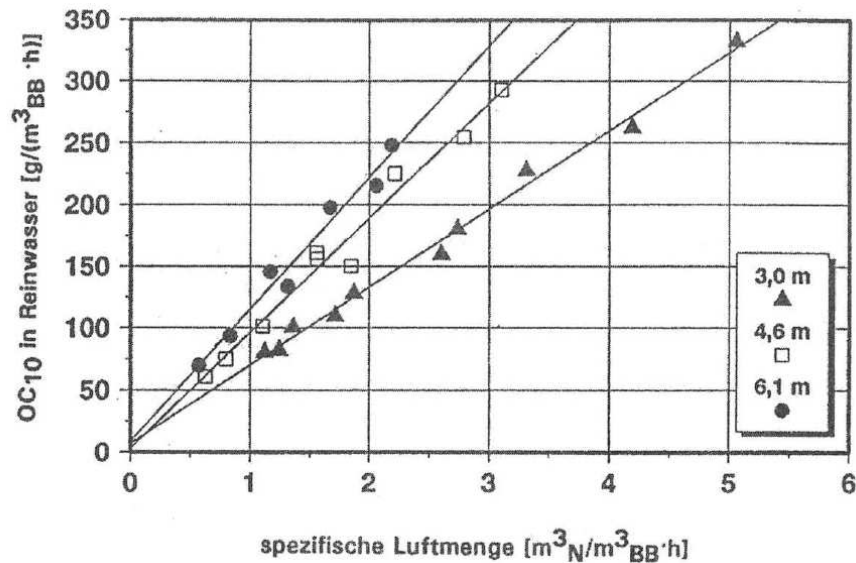


Abbildung 2.11: Sauerstoffeintrag in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom und der Eintauchtiefe [Pöpel & Wagner (1997)]

In Bezug auf das Verfahren der Aerobisierung verbessert sich demnach der Sauerstoffübergang in die flüssige Phase mit steigender Durchmischungs- und Belüftungsintensität. Damit einhergehend ist mit einer Verbesserung der Sauerstoffversorgung der Mikroorganismen für den aeroben Abbauprozess und einer entsprechenden Erhöhung der Abbauleistung zu rechnen. Demgegenüber steht ein Anstieg des Energieverbrauchs der Prozessstufe Aerobisierung durch den erhöhten Energieverbrauch der Rührwerke und Kompressoren. Damit einhergehend würde auch der Effizienzgrad der Anlage sinken. Es gilt demnach eine ausgewogene Strategie auf Basis der durchgeführten Untersuchungen zum kLa -Wert zu entwickeln und auf die Prozessstufe der MBA zu übertragen (siehe hierzu Kapitel 4.8) .

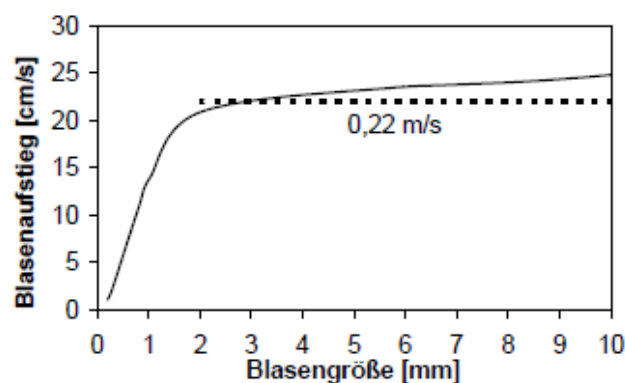


Abbildung 2.12: Blasenauftiegschwindigkeit in Abhängigkeit der Blasengröße [Fleischer (2001)]

2.3 Kompostierung/Nachrotte

2.3.1 Einleitung

In Deutschland werden zur Nachbehandlung von Gärresten aus der Restabfallbehandlung und der Bioabfallbehandlung überwiegend konventionelle Verfahren aus der Kompostierung eingesetzt (vergleiche hierzu auch Abbildung 2.13). Die aerobe Stabilisierung in der flüssigen Phase stellt eine alternative Behandlungsmethode zur konventionellen Kompostierung. Es liegt daher nahe, das Verfahren der Aerobisierung in der flüssigen Phase hinsichtlich ausgewählter Parameter (Abbauleistung, Energiebedarf) mit etablierten Nachrotte- beziehungsweise Kompostierungssystemen zu vergleichen.

2.3.2 Verfahren

Für die Behandlung von Bioabfall beziehungsweise der biologisch abbaubaren Substanzen des Restabfalls stehen unterschiedliche Rottesysteme zur Verfügung, die nach Kranert (2010), Stadtmüller (2004) sowie Fricke & Franke (2002) wie folgt charakterisiert werden können.

Die relevanten Unterscheidungsmerkmale bei den heutigen Kompostierungsverfahren sind nachfolgend aufgeführt:

1. Gestaltung des Rotterraumes und der Mietengeometrie,
2. Art der Belüftung und
3. Art des Eintrags- Austrags- und Umsetzsystems.

Bis in die achtziger Jahre, wurden Kompostierungsverfahren in drei technische Systeme untergliedert, deren Grundlage die Art des Umsetzens der Kompostmieten ist (siehe Tabelle 2.3). Für die heute marktgängigen Verfahren ist diese, auf historische Ursprünge zurückzuführende Einteilung und Typisierung ungeeignet, da diese - mit wenigen Ausnahmen - Umsetzschritte insbesondere zur Sicherstellung der Hygienisierung integriert haben.

Besser eignet sich eine Einteilung nach Baumustern, in der hauptsächlich die Gestaltung des Rotterraumes und die Belüftung Grundlage der Systematisierung ist (siehe Tabelle 2.4).

Häufig wird auch eine Einteilung nach dem verfahrens- und bautechnischem Aufwand vorgenommen. Hier erfolgt die Einteilung in Extensiv- und Intensivverfahren (vergleiche Tabelle 2.5). Intensive Rotteverfahren mit ihrem entsprechend hohen baulichen und verfahrenstechnischen Aufwand kommen aus Kostengründen erst ab circa 10.000 Mg/a Verarbeitungskapazität zum Einsatz. Bei dieser Anlagengröße müssen in der Regel die geruchsintensiven Prozessstufen eingehaust beziehungsweise gekapselt, die Abluft gefasst und gefiltert werden. Bei der mechanisch-biologischen

Restabfallbehandlung ist dies durch die Anforderungen aus der 30. Bundesimmissionschutzverordnung grundsätzlich vorgeschrieben. Hier sollen neben den Geruchsstoffen insbesondere die Emission organischer und anorganischer Schadstoffe unterbunden werden.

Tabelle 2.3: Systematisierung der Kompostierungsverfahren nach dem Umsetzen

Kompostierungssysteme	Verfahrensbeispiele
Statische Verfahren	Mietenkompostierung ohne Umsetzen Boxen-, Tunnel-, Containerverfahren ohne Umsetzen Brikollareverfahren Kaminzugverfahren Druckstoßbelüftungsverfahren
Quasi-dynamische Verfahren	Mietenkompostierung mit Umsetzen Boxen-, Tunnel-, Containerverfahren mit Umsetzen Rotteturmverfahren
Dynamische Verfahren	Trommelverfahren

Tabelle 2.4: Systematisierung der Kompostierungsverfahren nach Baumuster

Baumuster	Verfahren
Baumuster I	Boxen- und Containerkompostierung
Baumuster II	Tunnel- und Zeilenkompostierung
Baumuster III	Rottetrommel
Baumuster IV	Mietenkompostierung (belüftet)
Baumuster V	Mietenkompostierung (unbelüftet)
Baumuster VI	Sonderverfahren

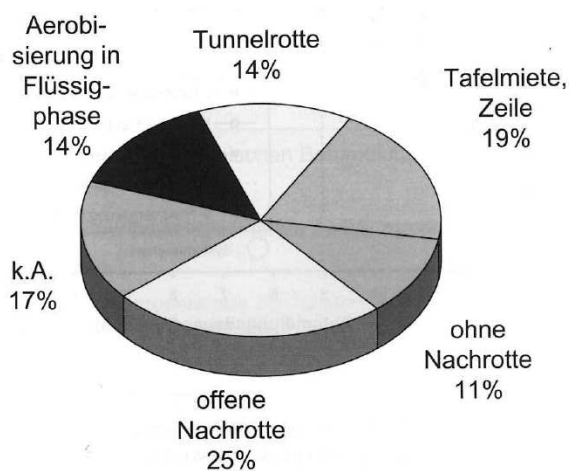
Sämtliche Kompostierungsverfahren zur Behandlung von Restabfällen arbeiten mit einer Zwangsbelüftung. Grundsätzlich ist das Ziel der Zwangsbelüftung eine Steigerung der Abbauleistung durch einen effizienten Sauerstoffeintrag und eine gezielte Temperaturregelung in den Mieten. Die Belüftungssysteme unterscheiden sich in Druck- und Saugbelüftung. Bei der Druckbelüftung wird die Luft über den Mietenfuß eingeblasen, was einen geringeren Prozesswasseranfall durch den Austrag des Wassers in der Miete mit dem Belüftungsstrom zur Folge hat. Zudem werden die trockenen Außenzonen durch Kondensation rückbefeuchtet werden, was zu einer homogenen Feuchteverteilung in der Miete führt. Nachteilig wirkt sich die Druckbelüftung auf das Hallenklima aus. Sämtlich Keime, Gerüche und korrosive Verbindungen werden aus der Miete getragen. Die Hallenabluft bedarf daher einer intensiven Behandlung.

Abbildung 2.13 zeigt die Verteilung der in Deutschland verwendeten Rottesysteme

Tabelle 2.5: Systematisierung nach intensiven und extensiven Verfahren

	Extensive Verfahren	Intensive Verfahren
Automatisierungsgrad	gering	Hoch
Abluftfassung	offene überdacht oder teilüberdacht Folienabdeckung	voll oder teilweise gekapselt und/ oder eingehaust
Verarbeitungskapazität	gering, bis 10.000 Mg/a	mittel bis hoch, ab 6.500 Mg/a

von mechanisch-biologischen Abfallbehandlungsanlagen nach Ketelsen et al. (2005). Es zeigt sich, dass vorwiegend gekapselte Nachrottesysteme mit anteilig 47 % eingesetzt werden. Tafelmieten beziehungsweise Zeilenkompostierung und Tunnelrottesysteme werden anteilig zu 19 % beziehungsweise 14 % eingesetzt. Fünf Anlagen (14 %) setzen zur Behandlung die aerobe Stabilisierung in der flüssigen Phase ein. Aus diesen Untersuchungen geht hervor, dass überwiegend intensive quasi-dynamische Verfahren zur Nachbehandlung von Gärresten aus der Abfallbehandlung eingesetzt werden.



Gesamt: 36 Anlagen

Abbildung 2.13: Verteilung der Nachrottesysteme der MBA [Ketelsen et al. (2005)]

In Abbildung 2.14 ist die Behandlungsdauer differenziert nach den Intensiv- und Nachrotteverfahren nach Kanning (2008) aufgezeigt. Die Behandlungsdauer von anaeroben/aeroben Verfahren beträgt zwischen insgesamt 4 bis 6 Wochen. Für die Kombination Nassvergärung/Aerobisierung und für die Kombination Trockenvergärung und Tafelmieten- beziehungsweise Tunnelkompostierung werden circa 9 bis 10 Wochen Behandlungszeit angegeben. Aerobe Verfahren benötigen in Abhängigkeit der Prozesssteuerung 9 bis 16 Wochen.

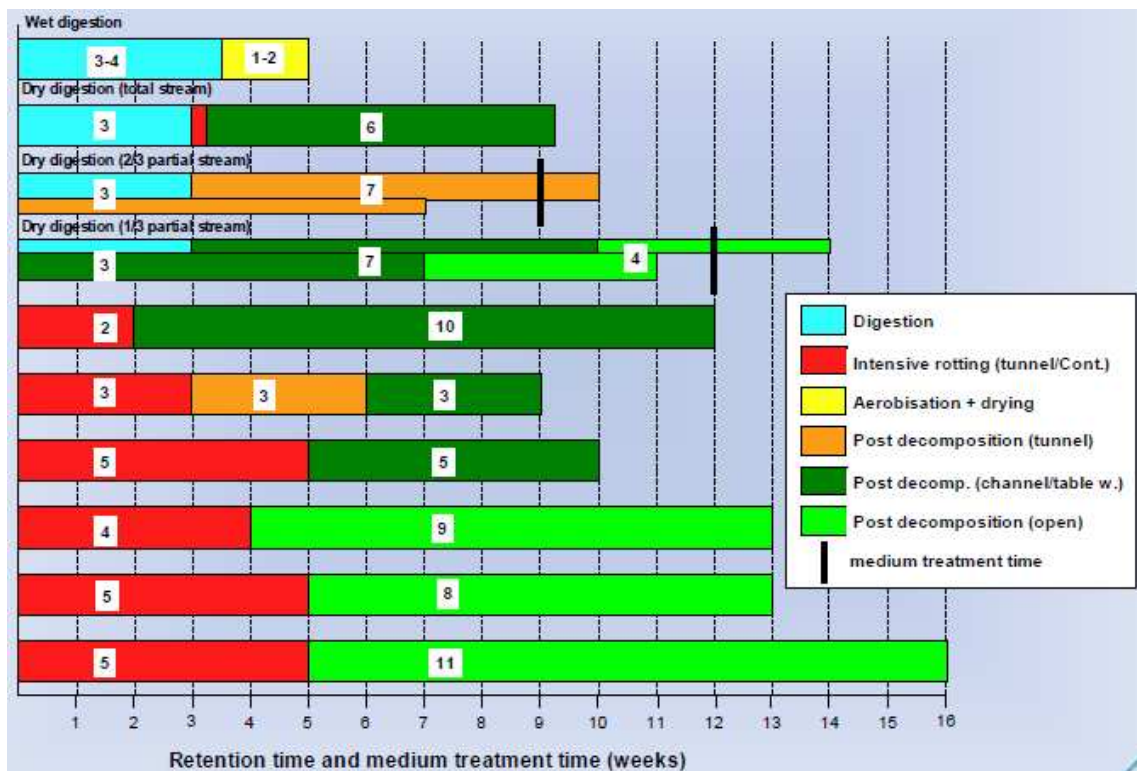


Abbildung 2.14: Behandlungsdauer differenziert nach biologischen Stufen von der MBA [Kanning (2008)]

2.3.3 Abbauleistung

Mechanisch-biologische Abfallbehandlungsanlagen - kombinierte Verfahren (anaerob/aerob)

Der Abbaugrad biochemischer Parameter der biologischen Prozessstufe einer MBA wird in unterschiedlichem Maße und abhängig von der eingesetzten Technologie von den anaeroben beziehungsweise aeroben Teilprozessen beeinflusst. Zur Einhaltung der Ablagerungskriterien in Deutschland gehen Ketelsen et al. (2005) von einer benötigten gesamten Abbaurate der organischen Trockensubstanz von mindestens 60 % aus. In Abhängigkeit von der Vorbehandlung erfolgt der Abbau der organischen Substanz in den Nachbehandlungssystemen unterschiedlich schnell. Abbildung 2.15 zeigt, dass circa 50 % der Organik gleichermaßen von Trocken-/Nassvergärungssystemen abgebaut werden. Die bis zum Zielwert von 60 % oTS-Abbau benötigten restlichen 10 % oTS-Abbau werden von der Aerobisierung in der Flüssigphase in circa 2 Wochen, von einer Tunnelrotte in circa 6-7 Wochen abgebaut. Im Vergleich dazu würden reine aerobe Verfahren 8-13 Wochen benötigen.

In Tabelle 2.6 sind Leistungsdaten bezüglich des Parameters oTS-Abbau unterschiedlicher MBA, differenziert nach Vergärungs- und Nachrotteeinheit, aufgelistet. Abbauraten von minimal 12 % bis maximal 50 % oTS werden in den Nachrotteein-

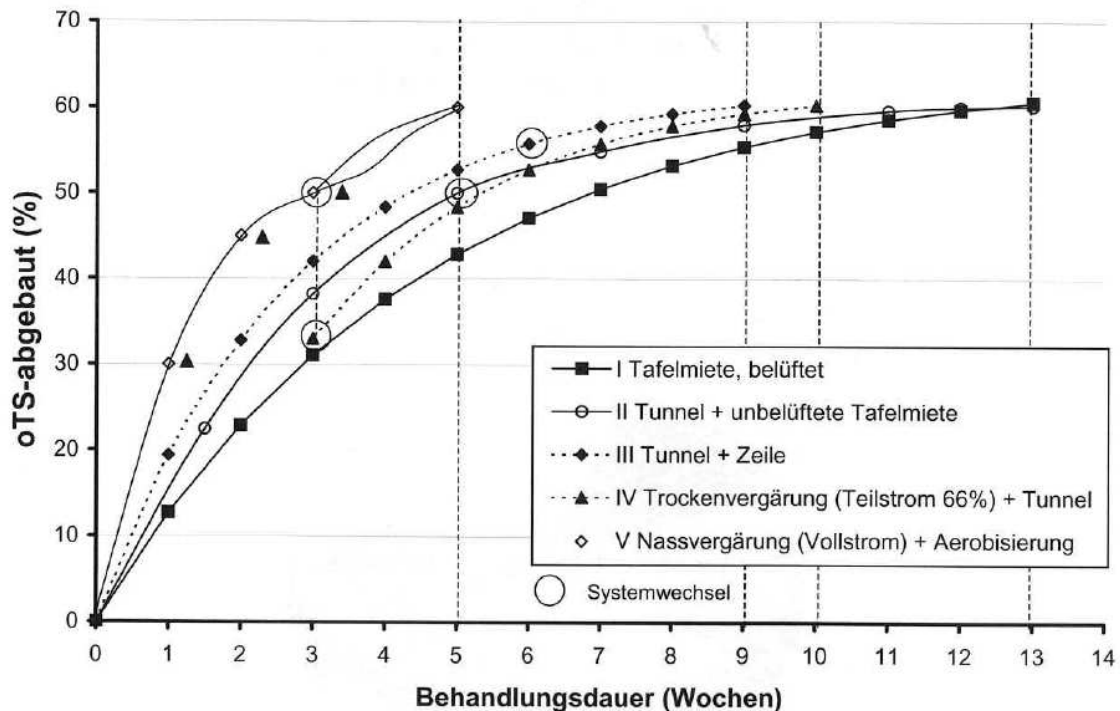


Abbildung 2.15: oTS-Abbau von Restabfall unterschiedlicher Behandlungsverfahren [Ketelsen et al. (2005)]

heiten der MBA erreicht. Die Behandlungszeiten in der Nachrotte korrelieren dabei nicht mit der Höhe des oTS-Abbaus. Im Vergleich lässt sich bei der Angabe der Leistungsfähigkeit der Rotte nach Sievers (1997) eine sehr hohe Streuung (12-43 %) erkennen.

Kompostierungsverfahren

Zur Herstellung von Kompost werden zahlreiche mehr oder weniger aufwendige Verfahren zur Stabilisierung der organischen Substanz verwendet. Die Leistungsfähigkeit der unterschiedlichen Behandlungsverfahren ist dabei systemabhängig. Im Rahmen des BMBF-Verbundvorhabens „Biologische Vorbehandlung von zu deponierenden Abfällen“ [Fricke et al. (1999)] ist die Leistungsfähigkeit unterschiedlicher Kompostierungssysteme hinreichend untersucht worden.

Es zeigt sich, dass aktiv-belüftete Systeme grundsätzlich oTS-Abbauraten zwischen 50 % und 60 % erreichen können. Verfahren, wie beispielsweise Tafelmieten (vergleiche Abbildung 2.16 HV 1-3) erreichen bereits nach 10 Wochen Abbauleistungen zwischen 40 % und 53 %, das BIODAGMA und das K&L-Verfahren (vergleiche Abbildung 2.18) nach 8 Wochen zwischen 50 % und 55 %. In Rottecontainer (vergleiche Abbildung 2.17) wird bereits nach circa 4 Wochen eine Abbauleistung von 50 % bis 55 % erzielt.

Gemäß Untersuchungen von Helm (1995) erreichen Boxenkompostierungssysteme

Tabelle 2.6: Vergleich der Leistungsdaten unterschiedlicher MBA mit integrierter Vergärungsstufe nach Bischofsberger et al. (2005) verändert

	Anlage				
	Buchen	Quarzbichel	Ravensburg	Donauwald	Bassum
	[Fricke & Turk (2004)]	[Fricke et al. (1999)]	[Sievers (1997)]	[Müller (1995)]	[Nieweler (1998)]
System	Hydrolyse und Perkolations mit anschließender Hochleistungsvergärung	einstufige mesophile Tockenvergärung (Linde-BRV) 12 Wochen belüftete Nachrotte	einstufige mesophile Tockenvergärung (Linde-BRV) 12 Wochen belüftete Nachrotte	zweistufige Nassvergärung (BTA), 6 Wochen belüftete Nachrotte	einstufige thermophile Trockenvergärung (Dranco) 8 Wochen belüftete Nachrotte
Abbaurate Vergärung [% oTS]	24 bis 34	47 bis 53	63 bis 78	44 bis 52	37
Abbaurate Nachrotte [% oTS]	bis 50	20	12 bis 43	35-38	circa 20

nach circa 8 Wochen einen Abbau von circa 55 %-oTS. Becker et al. (1996) zeigten für 4 anonyme Rottesysteme namenhafter Hersteller oTS-Abbaugrade von bis zu 70 % nach 20 Wochen. Nach ungefähr 8 Wochen wird jedoch bereits ein Anteil von 50 % abgebaut.

Zwischenfazit: Abbauleistung

Den Literaturdaten zufolge sind nach einer anaeroben Behandlung etwa 10 % organische Substanz durch den aeroben Prozess abzubauen. In Abhängigkeit von der Verfahrenskombinationen resultieren unterschiedliche Gesamtbehandlungszeiten. Die Kombination aus Nassvergärung und Aerobisierung wird mit 5 Wochen Behandlungsdauer angegeben, die Kombination aus trockener Teilstromvergärung und Tunnelrotte beträgt bei modernen Systemen derzeit etwa 6 Wochen. Die Aerobisierung als aerobe Prozessstufe weist somit einen deutlichen Vorteil bei der Behandlungsdauer auf. Aufgrund dessen ist diese Verfahrenskombination in der Lage bei vergleichsweise kürzerer Behandlungszeit einen größeren Volumenstrom zu behandeln. Ein Vorteil, der sich auch auf den Effizienzgrad der Anlage positiv auswirken kann. Konventionelle Nachrottesysteme weisen sehr unterschiedliche oTS-Abbauleistungen zwischen 12 % und 43 % auf. Eine Korrelation zwischen dem eingesetzten System und der Abbauleistung, sowie zwischen Behandlungsdauer und -leistung, ist aufgrund mangelnder Daten nicht möglich.

In Abhängigkeit vom Kompostierungsverfahren ist eine Abbauleistung von bis zu

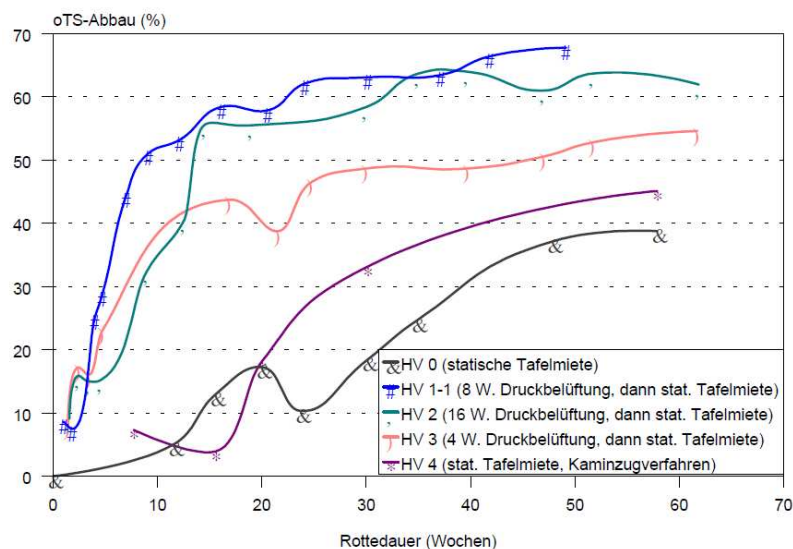


Abbildung 2.16: oTS-Abbau unterschiedlicher Kompostierungssysteme nach Fricke et al. (1999)

20 % organischer Trockensubstanz nach zwei Wochen (potenzielle Behandlungszeit der Aerobisierung) möglich.

2.3.4 Energiebedarf

Für den Energieverbrauch von mechanisch-biologischen Abfallbehandlungsanlagen liegen in der Literatur vorwiegend Daten zum Gesamtverbrauch vor. Eine Differenzierung nach einzelnen Prozessschritten wird in der Regel nicht vorgenommen. Ketelsen et al. (2005) gehen von einem gesamten Stromverbrauch (MJ/Mg Input) zwischen 180 und 288 MJ/Mg Input für Trockenvergärung (Teilstrom) mit Nachrotte, für Trockenvergärung (Vollstrom) mit Nachrotte sowie für Nassvergärung mit Aerobisierung und anschließender Trocknung aus. Die Perkolation mit Vergärung und biologischer Trocknung hingegen ist mit einem Strombedarf von 360-540 MJ/Mg vergleichsweise höher. Wallmann & Fricke (2002) geben für Vergärungssysteme mit Nachrotte einen Gesamtenergieverbrauch (Strom, Wärme und Hilfsstoffe) zwischen 234-414 MJ/Mg an. Der spezifische Strombedarf liegt dabei ebenfalls zwischen 180-288 MJ/Mg.

Aufgrund mangelnder Daten zum Energiebedarf der aeroben Nachbehandlung bei der mechanisch-biologischen Restabfallbehandlung werden nachfolgend Verbrauchswerte unterschiedlicher Kompostierungstechniken aufgeführt.

In der Literatur werden von Springer (2010) zahlreiche Quellen zum Energieverbrauch unterschiedlicher Kompostierungsanlagentypen aufgezeigt, welche jedoch keinen Rückschluss auf die Art der Energie (chemisch oder elektrisch) zulassen. Untersuchungen von Springer (2010) sind im Anhang in der Tabelle B.10 dargestellt. Es zeigt sich, dass der durchschnittliche elektrische Energieverbrauch gekapselter Anla-

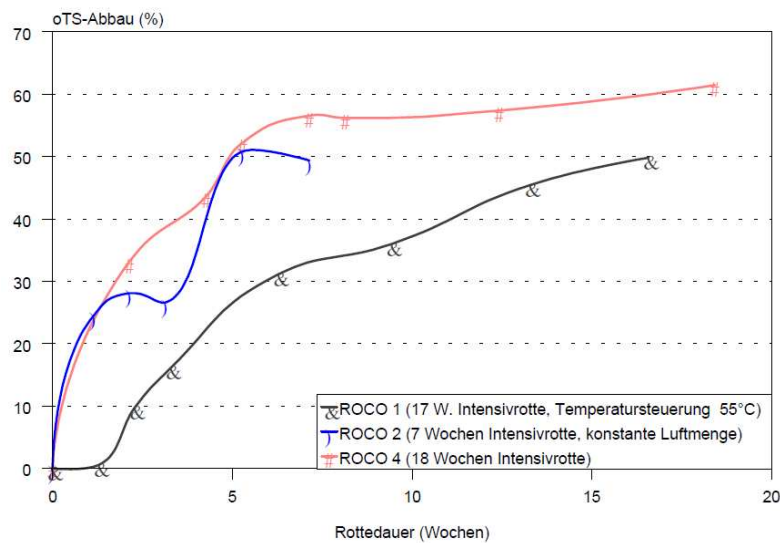


Abbildung 2.17: oTS-Abbau unterschiedlicher Kompostierungssysteme nach Fricke et al. (1999)

gen deutlich geringer ist als jener von eingehauster Mietenkompostierung. Begründet wird dies mit dem Aufwand zur Belüftung der Mieten. Diese kann in gekapselten Mieten effizienter ausgeführt werden. Der Verbrauch chemischer Energie ist im Mittel bei Mietenkompostierungen geringer, weil hier für die Beschickung, im Gegensatz zu gekapselten Verfahren, nur bedingt Radlader verwendet werden.

Den Untersuchungen von Springer (2010) in Tabelle B.10 ist nicht zu entnehmen, welcher Anteil der elektrischen Energie für den Kompostierungsprozess (Belüften und Umsetzen) anzurechnen ist. Für einen Vergleich mit der Aerobisierung ist dies jedoch maßgeblich, weil einer Bewertung sonst unterschiedliche Voraussetzungen vorausgehen würden. Auf Basis der Ergebnisse von Bursy (2010) wurden unter Zuhilfenahme der Energiekennndaten einzelner Aggregate (vergleiche Anhang B.10) und detaillierter Daten zum Energieverbrauch von Kompostanlagen, sowie den Erhebungen von Springer (2010), der spezifische Verbrauch der Belüftung und des Umsetzens herausgearbeitet. Daraus folgend werden in Abhängigkeit der verfahrenstechnischen Aufwendungen zwischen 60 % und 70 % an elektrischer Energie für die Belüftung und das Umsetzen verbraucht. In Tabelle B.10 ist der spezifische Energieverbrauch (Werte in runden Klammern) für die Belüftung und das Umsetzen ergänzt worden.

Zwischenfazit - Energieverbrauch

Der Vergleich in Bezug auf den spezifischen Energieverbrauch zwischen der Aerobisierung und konventionellen Rotteverfahren kann aufgrund eines Defizits detaillierter Daten zum Prozessablauf qualitativ erfolgen. Für Nachrottesysteme ist eine Einschätzung des spezifischen Energieverbrauchs, bedingt durch eine zu geringe Datenbasis, nicht darstellbar und folglich ein qualitativer Vergleich mit der Aerobisie-

2 Stand des Wissens

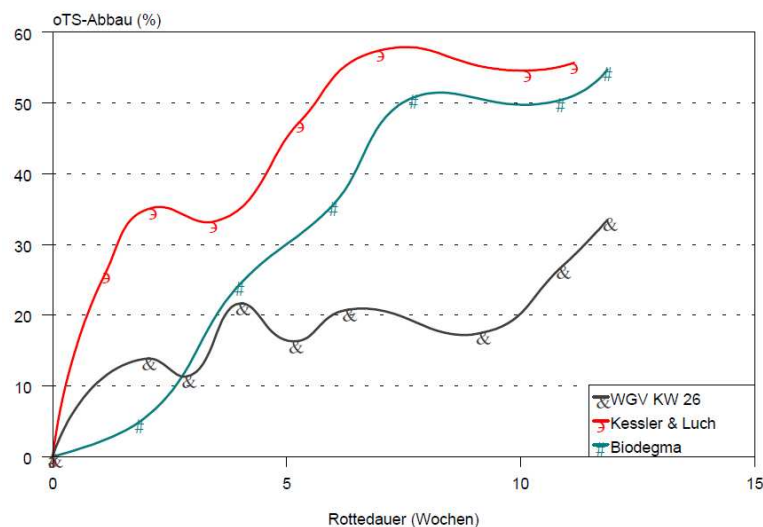


Abbildung 2.18: oTS-Abbau unterschiedlicher Kompostierungssysteme nach Fricke et al. (1999)

rung nicht möglich.

2.3.5 Sauerstoffbedarf

Der Sauerstoffbedarf für den chemischen Abbau der organischen Substanz lässt sich aufgrund der Annahme der elementaren Zusammensetzung ($C_{10}H_{19}O_3N$) stöchiometrisch zu $2 \text{ g O}_2/\text{g}$ abgebauter organischer Substanz berechnen. In der Praxis ergibt sich in Abhängigkeit von der Zusammensetzung des Abfalls, beziehungsweise der organischen Substanz und des Oxidationsgrades ein Sauerstoffbedarf von 1,5 bis $2,8 \text{ g O}_2/\text{g oTS}$. Demnach müssen in Abhängigkeit vom Rottesystem etwa 2 bis $6 \text{ m}^3/\text{h}$ [FS] Frischluft pro Mg Rottegut (4 bis $7,2 \text{ Liter}/(\text{kg oTS} \cdot \text{h})$ nach Kämpfer & Weissenfels (2001)) eingetragen werden, um einen nötigen Mindestsauerstoffgehalt von 10 % zu gewährleisten. In Abhängigkeit vom angewendeten Verfahren ergeben sich daraus sehr unterschiedliche Luftwechsel für die Sauerstoffversorgung. Unter Zugrundelegung einer Schüttdichte von Bioabfall von $0,5 \text{ t}/\text{m}^3$ (Fischer et al. (2001)) ergeben sich Luftwechselraten von 4 bis $12 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$. Temperaturgesteuerte Verfahren benötigen etwa 5-20fach höhere Volumenströme [Kranert (2010)]. Bidlingmaier & Denecke (1998) geben optimale Belüftungsraten für Müllkompost von $6-8 \text{ l Luft}/\text{kg TS} \cdot \text{h}$, für Kompost von $23-75 \text{ l Luft}/(\text{kg TS} \cdot \text{h})$, für Kompost aus Hausmüll von $0,3 \text{ mg O}_2/(\text{g OS} \cdot \text{h})$ bis $0,8 \text{ mg O}_2/(\text{g OS} \cdot \text{h})$ und für angerotteten Kompost von $0,77 \text{ l O}_2/(\text{kg TS} \cdot \text{h})$ bis $1,57 \text{ l O}_2/(\text{kg TS} \cdot \text{h})$ an.

Nach Amlinger et al. (2005) werden für das System Rotteboxen (Fa. Herhoff) Volumenströme von $8 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ bis $72 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ und für Tunnelkompostierungsverfahren (Fa. Linde KCA) $3 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ bis $100 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ angegeben. Die breite Streuung ergibt sich dabei aus der Art der Betriebsweise, wie zum Beispiel Intensiv- Nachrotte und Temperatursteuerung.

Zwischenfazit - Sauerstoffbedarf

Die unterschiedlichen Milieubedingen der Kompostierung und der Aerobisierung lassen keine direkte Übertragbarkeit der in der Literatur veröffentlichten Daten zu. Bei der Kompostierung wird neben der Sauerstoffversorgung auch die Wärme des Mietenkörpers über die Belüftung ausgetragen, weshalb gerade zu Rottebeginn aufgrund der hohen Abbauleistung ein hoher Sauerstoffbedarf herrscht. In der flüssigen Phase ist eine Abkühlung des Fluids durch die Belüftung bedingt möglich, weil die Wärmekapazität des Wasser etwa viermal höher als die von Luft ist. Auf Basis der ermittelten Literaturwerte kann jedoch der spezifische Energieverbrauch unter Einbezug des benötigten reinen Sauerstoffs ermittelt werden und mit der Aerobisierung verglichen werden.

2.4 Verfahrenstechniken aus der Siedlungswasserwirtschaft

In seinen Grundzügen wurde das Verfahren der aeroben Stabilisierung in der flüssigen Phase von der Behandlungsmethode des Belebtschlammverfahrens aus der Siedlungswasserwirtschaft adaptiert. Im Hinblick auf biologische Verfahren zur Abwasserreinigung lassen sich sowohl beim Prozessverlauf als auch bei den Eigenschaften des Substrates Parallelen erkennen.

2.4.1 Verfahren

Das Belebtschlammverfahren ist ein biologisches Abwasserreinigungsverfahren. In Abbildung 2.19 ist das Fließschema dargestellt. Im belüfteten Belebungsbecken wird das Abwasser durchmischt und Sauerstoff als Oxidationsmittel für den aeroben Abbau der organischen Substanz, sowie der Nitrifikation benötigt. Der Abbauprozess der organischen Substanz durch die Mikroorganismen bedingt einen Anstieg der Ammoniumkonzentration im Becken.

Durch Verdrängung gelangt schließlich das Gemisch aus Abwasser und Schlamm in das Nachklärbecken, in dem die Separation des Schlammes vom Abwasser durch Sedimentation erfolgt.

Im Durchschnitt beträgt die Aufenthaltszeit des Abwassers im Belebungsbecken zwischen 10 und 16 Stunden, die des Belebtschlammes mehr als 6 Tage. Dabei hängt die Abbauleistung während der Aufenthaltszeit von der Konzentration des Schlammes ab. Das Optimum der Schlammkonzentration beträgt zwischen 3 und 4,5 kg/m³ (nach Kayser et al. (1997) bis zu 5 kg/m³) und wird aus dem Nachklärbecken zurückgeführt. Schlammkonzentrationen von mehr als 4,5 kg/m³ limitieren den Sauerstoffübergang aus den Blasen in das Abwasser-Schlammgemisch, weil die Viskosität ansteigt. Durch den BSB₅-Abbau wird die Schlammkonzentration leicht erhöht und muss bei einer konstant gehaltenen Konzentration im Belebungsbecken als Überschussschlamm entsorgt werden.

In der Regel ändert sich die Populationsdichte der heterotrophen Bakterien durch die Schlammrückführung nur geringfügig. Die zur Nitrifikation benötigten autotrophen Bakterien hingegen benötigen lange Aufenthaltszeiten und ein hohes Schlammalter um eine Auswaschung durch die Rückführung zu verhindern. Das Schlammalter muss demnach für eine vollständige Nitrifikation im Belebungsbecken 7-9 Tage betragen.

Im Zulauf des Beckens findet zunächst der Abbau des BSB_5 statt. Anschließend wird das Ammonium durch den Nitrifikationsprozess abgebaut und Nitrat gebildet [Gallert & Winter (2006)].

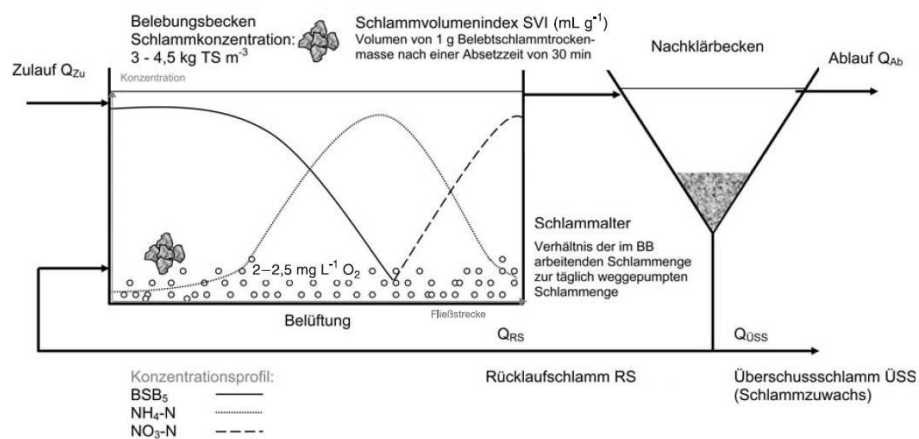


Abbildung 2.19: Schema des Belebtschlammverfahrens [nach Gallert & Winter (2006)]

2.4.2 Abbauleistung

In Teichmann (1997) sind Untersuchungsergebnisse zur Reinigungsleistung von Belebungsverfahren aufgezeigt. Bereits nach einer Durchlaufzeit von drei Stunden hat der BSB_5 seinen Endwert erreicht und ist zu etwa 95 % abgebaut worden. Die Höhe der Belastungskonzentration ist dabei nicht explizit benannt worden. Bei häuslichem Abwasser ist jedoch nach ATV-DVWK (2000) mit einer auf $1501/(\text{d} \cdot \text{E})$ bezogenen mittleren Konzentration des BSB_5 von 400 mg/l zu rechnen.

Versuche von Hörler (1964) zeigen einen maximalen Abbau des BSB_5 innerhalb 4,5 Stunden Belüftungszeit von 90 %. Die Schlammkonzentration beträgt dabei 0,2 %, die Ausgangsbelastung 150 mg/l BSB_5 . Höhere Schlammbelastungen steigern die Abbauleistung. Substrat mit Schlammkonzentrationen von 0,6 % erreichen bereits bei einer zweistündigen Belüftungszeit einen Reinigungseffekt von 90 %. Der Abbau des BSB_5 verläuft dabei grundsätzlich zunächst exponentiell und nähert sich dann asymptotisch dem Endwert an. Diese Funktion des Abbaus wird ebenfalls in Schmidt (1964) und Teichmann (1997) beschrieben und ist auf die Reaktionsbeziehungsweise Wachstumkinetik nach Michaelis-Menten zurückzuführen, welche die Reaktionskinetik von Enzymen in Abhängigkeit der Substratkonzentration beschreibt [Illanes (2008)].

2.4 Verfahrenstechniken aus der Siedlungswasserwirtschaft

Versuche in 3-Liter-Reaktoren im Rahmen einer Dissertation von Demharter (1986) ergeben für hochbelastete Brauereiabwässer bei einer Belüftungsrate von 1-2l/min in Abhängigkeit von der Temperatur und der Schlammbelastung die in Tabelle 2.7 aufgelisteten Abbauraten. Die Konzentrationen des Abwassers waren dabei wie folgt:

- 10.000 mg/l CSB
- 7.600 mg/l BSB₅
- 0,87 % oTS
- 1,28 % TS

In Abhängigkeit von der Schlammbelastung sinkt die Abbauleistung. Bei Schlammbelastungen kleiner 17 g oTS/l·d zeigt sich eine um circa 5%-Punkte bessere Abbaubarkeit bei einer Temperatur von 37°C im Reaktor.

Tabelle 2.7: Abbauraten des CSB und oTS nach Demharter (1986)

Belastung [g oTS/l·d]	Temperatur [°C]	Abbau CSB [%]	Abbau oTS [%]
4,3	37	75	58
	45	75	55
8,7	37	72	53
	45	69	48
17	37	33	54
	45	37	63

Neben den Laborversuchen sind zudem Versuche zur Stabilisierung von Primärschlamm auf Kläranlagen im Batch-Betrieb zum Abbauverhalten von oTS und CSB von Demharter (1986) durchgeführt worden. Die Zusammensetzung des Schlammes und die Abbauleistung im Batch-Betrieb auf Praxisanlagen zeigt die nachfolgende Tabelle 2.8. Die Zusammensetzung des Schlammes ist zwar nur bedingt mit der des für die Versuche verwendeten Gärsubstrates vergleichbar (siehe Tabelle 3.1 und 3.2), jedoch sind die TS- und oTS-Gehalte sowie die organische Belastung (CSB) und Konsistenz durchaus vergleichbar.

Tabelle 2.8: Betriebsdaten und Abbauleistung von Praxisanlagen im Batch-Betrieb nach Demharter (1986)

Anlage	CSB [mg/l]	TS [%]	oTS [%]	t Reaktor [d]	T [°C]	Abbau oTS [%]	Abbau CSB [%]
Isenbüttel	39.000	2,68	78	11	52	28	33
Gemmingen	36.900	6,89	44	8,4	60	35	38

Die Versuche im Batch-Betrieb zeigen CSB beziehungsweise oTS-Abbauraten zwischen 33 % und 38 % beziehungsweise 28 % und 35 %. Es ist jedoch dabei die unterschiedliche hydraulische Aufenthaltszeit (8,4 und 11 Tage) und der TS beziehungsweise oTS-Gehalt zu berücksichtigen.

2.4.3 Energiebedarf

Für Belebtschlammanlagen werden nach Untersuchungen von Mitsdoerffer & Christ (2008) spezifische Energieverbräuche zwischen 20 und 90 kWh/(EW·a) angegeben. Die Einwohnerbelastung wurde über die mittlere CSB-Jahresfracht bestimmt. Der Verbrauch an elektrischer Energie für das Belebungsbecken beträgt nach einer Bilanz von Mitsdoerffer & Christ (2008) etwa 23 kWh/(EW·a). Untersuchungen von Dichtl (2004) haben gezeigt, dass unabhängig vom Abwasseranfall, der spezifische Stromverbrauch von Belebungsanlagen zwischen 12 und 24 kWh/(EW·a) liegt. Schmidt (2008) zeigt anhand von Großkläranlagen die Hauptenergieverbraucher auf. Für die biologische Reinigung werden demnach zwischen 50 % und 65 % des Gesamtenergiebedarfs aufgewendet.

Kolisch & Hansen (2008) geben spezifische Energieverbräuche von fünf Kläranlagen mit Einwohnerwerten zwischen 6.800 und 95.000 an. Der spezifische Elektrizitätsverbrauch bewegt sich dabei im Bereich von 36 bis 50 kWh/(EW·a). Erhebungen von Bleisteiner (2008) zeigen in Abhängigkeit von der Größenklasse spezifische Stromverbräuche von 28 kWh/(EW·a) (GKL 5) bis 43 kWh/(EW·a) (GKL1) auf. Der Stromverbrauch nimmt mit Zunahme der Größenklasse stetig ab. Für den aeroben Abbau organischer Verbindungen gibt Dockhorn (2006) einen überschlägigen elektrischen Energieverbrauch von 0,35 kWh/kg CSB_{abgebaut} an. In Abbildung 2.20 sind von Roth (1998) Durchschnittswerte des spezifischen elektrischen Energieverbrauchs für Anlagenteile von Kläranlagen aufgeführt. Die Tabelle 2.9 zeigt anteilig den Energieverbrauch einzelner Prozessstufen und Aggregate unterschiedlicher Kläranlagen. Der spezifische Energieverbrauch sinkt mit der Belastung (gemessen in EW bezogen auf den BSB₅) der Kläranlage. Die Untersuchungen von Hansen et al. (2007) und Roth (1998) zeigen, dass die benötigte Energie für Belüftung und Rührwerke den Hauptanteil des gesamten Energieverbrauches darstellen.

Tabelle 2.9: Spezifischer Energieverbrauch ausgewählter Kläranlagen unterschiedlicher EW nach Hansen et al. (2007)

		KA Speyer	KA Billigheim	KA Bad Ems	KA Fischbachtal
EW		95.000	42.000	33.000	6.800
Rührwerk	[kWh]	400.000	250.000	230.000	38.000
Belüftung	[kWh]	1.800.000	700.000	250.000	65.000
Abwasseranfall	[m ³]	5.332.165	1.576.045	2.814.533	1.022.884
spez. Verbrauch	[kWh/m ³]	0,41	0,60	0,17	0,10

2.4 Verfahrenstechniken aus der Siedlungswasserwirtschaft

Anlagenteil	GK 2 und 3	GK 4 und 5
	[kWh/EW*a]	[kWh/EW*a]
Belüftung BB	17,48	15,90
Raumfilter		5,64
Einlaufhebewerk	5,57	3,13
Faulbehälterumwälzung		2,7
Zwischenhebewerk		2,56
Rücklaufschlammförderung	3,45	2,56
Umwälzung DN-Becken	6,31	2,01
Sandfangbelüftung	2,44	1,83
Interne Rezirkulation DN		1,45
Maschinelle Vorentwässerung		1,19
Maschinelle Nachentwässerung		0,91
Maschinelle Schlammmentwässerung	1,94	
Betriebswasser	0,23	0,51
Räumerantrieb Nachklärbecken		0,42
Regenbeckenentleerung	0,32	0,42
Rechen mit Presse	0,11	0,20
Räumerantrieb Vorklärbecken	0,18	
Überschussschlammförderung	0,10	0,17
Phosphatfällung	0,13	0,09

Abbildung 2.20: Spezifischer Energieverbrauch für Anlagenteile von Kläranlagen [Roth (1998)]

2.4.4 Sauerstoffbedarf

Die Sauerstoffkonzentration ist nach Gallert & Winter (2006) auf 2-2,5 mg/l einzustellen und soll bei Spitzenbelastungen nicht unter 0,5-0,7 mg/l sinken. Dichtl et al. (2002) geben einen Spitzensauerstoffverbrauch der Bakterien von 80 g O₂/(m³·h) bei Anlagen mit Nitrifikation / Denitrifikation an.

In einer Studie von Krauth & Maier (1986) werden unterschiedliche Angaben zum erforderlichen Sauerstoffgehalt beim Betrieb nitrifizierender Anlagen in Belebungsbecken gemacht. So soll nach Ergebnissen von Krauth (1984) zu jeder Zeit und an jeder Stelle im Belüftungsbecken eine Sauerstoffkonzentration von 1,5 mg/l eingehalten werden. Lohmann & Schlegel (1983) geben für Anlagen mit Nitrifikation eine Konzentration von 0,5 bis 1,0 mg O₂/l an. Bei Anlagen ohne Nitrifikation wird eine deutlich höhere Konzentration angegeben. Dies steht im Widerspruch zum erhöhten Sauerstoffverbrauch, welcher durch die Ammoniumoxidation hervorgerufen wird.

Eine niedrige Schlammbelastung vorausgesetzt geben Stenstrom & Poduska (1980) eine minimale Sauerstoffkonzentration zur Nitrifikation von 0,5 bis 1,0 mg/l an. In Teichmann (1997) wird zunächst die Bedeutung zwischen Turbulenzen und der Sauerstoffversorgung durch Caspers (1963) dargelegt. Durch das Aufbrechen von Grenzflächen wird demnach der Sauerstoffübertrag deutlich verbessert (siehe hierzu auch Kapitel 2.2.5). Laboruntersuchungen von Viehl (1941) zeigen, dass bei hohen Turbulenzen keine Beeinträchtigung der Reinigungsleistung bis zu einer Sauerstoffkonzentration von 0,5 mg/l zu verzeichnen ist. Hingegen zeigen Versuche im Durchflussbetrieb ab einer Konzentration von 0,80 mg O₂/l Beeinträchtigungen bei der Reini-

gungsleistung. Ab einem Sauerstoffgehalt von 1,4 mg/l wird eine nahezu vollständige Reinigung von 91% des BSB₅ erzielt. Höhere Konzentrationen von 5,4 mg/l und mehr verbessern die Abbauleistung nicht. Diese Tatsache kann durch Wuhrmann (1964) bestätigt werden. Es wurden keine Unterschiede in der Reinigungsleistung zwischen 1,4 und 7,0 mg/l festgestellt. Nach Teichmann (1997) sind Sauerstoffkonzentrationen über 2,0 mg/l unwirtschaftlich. Aus diesem Grund wird die Sauerstoffzufuhr sämtlicher Anlagen in Abhängigkeit vom Sauerstoffgehalt geregelt.

2.5 Aerobisierung - aerobe Stabilisierung von Gärresten in der flüssigen Phase

2.5.1 Verfahren

Die aerobe Stabilisierung in der Flüssigphase (Aerobisierung) ist ein Verfahren zur Nachbehandlung von Rückständen aus der Nassvergärung von Rest- und Bioabfällen als Alternative zur konventionellen Rotte der Feststoffphase. Das Konzept wurde im Vorgriff auf das Inkrafttreten der AbfAbIV entwickelt und basiert grundsätzlich auf Behandlungsmethoden aus der Abwasserreinigung.

Die konventionelle Nachrotte von Rückständen aus der Nassvergärung gestaltet sich unter anderem aufgrund des niedrigen TS-Gehaltes als sehr aufwendig, weshalb die aerobe Stabilisierung in der Flüssigphase als modifiziertes, technisch einfacheres Verfahren dienen soll. Anstatt die Rückstände zu entwässern, um sie anschließend als Feststoff in intensiven und extensiven Verfahren aerob nachbehandeln zu können, wird die Suspension aus der Vergärung mit einem TS-Gehalt von bis zu 2-5 % FS in einem Flüssigreaktor unter Belüftung und Durchmischung nachbehandelt [Heerenklage et al. (2008)]. Anschließend wird das Substrat aus der Aerobisierung entwässert und getrocknet.

Derzeit wird das Verfahren der aeroben Stabilisierung in der Flüssigphase auf fünf mechanisch-biologischen Abfallbehandlungsanlagen mit einer Gesamtkapazität von 519.000 Mg/a eingesetzt, das heißt etwa 10 % des Gesamtaufkommens des mechanisch-biologisch behandelten Abfalls von circa 5.000.000 Mg/a werden durch eine Aerobisierungsstufe stabilisiert [Turk et al. (2008) und Grundmann (2006)]. Der Aufbau des Verfahrens einer MBA ist im Detail in Kapitel 3.4 dargestellt. Das Verfahrensschema der MBA Lübeck ist im Gegensatz dazu geringfügig modifiziert worden. Die Behandlungslinien sind durch Trennwände in Kompartments unterteilt worden. Das Schema ist in Abbildung 2.21 dargestellt.

2.5.2 Abbauleistung

Die Abbauleistung ist in Kapitel 3.7.1 erklärt. Die Berechnung der Abbauleistung erfolgt somit als relative Abnahme der Frachten in Abhängigkeit von der Zeit zu der Ausgangsfracht nach Gleichung 3.1. Die Umrechnung auf Frachten erfolgt zur uneingeschränkten Vergleichbarkeit von Ergebnissen unterschiedlicher Anlagen. Die in der Literatur dargestellten Ergebnisse sind häufig nicht auf Frachten umgerechnet,

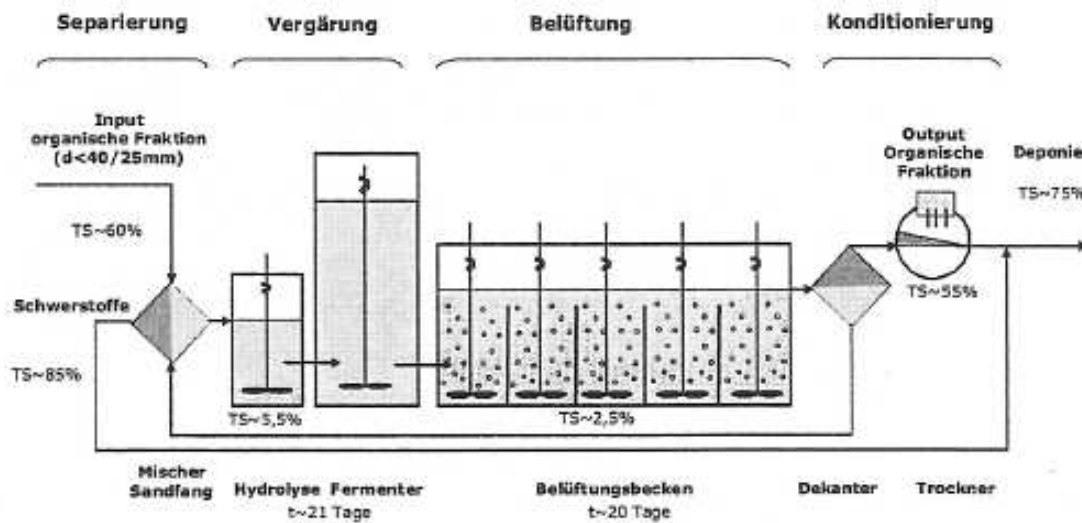


Abbildung 2.21: Schema der Aerobisierungsstufe der MBA Lübeck [Heerenklage et al. (2008)]

sodass ein Vergleich der Ergebnisse nur eingeschränkt erfolgen kann.

CSB und BSB₅

In Abbildung 2.22 sind nach Heerenklage et al. (2008) Ergebnisse der CSB-Konzentrationen und des BSB₅/CSB-Quotienten der biologischen Stufe der MBA Lübeck aufgezeigt.

Der Quotient BSB₅/CSB hat in der Hydrolyse einen Wert von 0,4 [-]. Die Suspension ist damit als gut abbaubar einzustufen. Nach der Aerobisierung ist der Quotient auf etwa 0,3 abgesunken und zeigt, dass ein hoher Anteil biologisch abbaubarer Substanzen umgesetzt worden ist.

Nach Aussage von Heerenklage et al. (2008) ändert sich der TS-Gehalt von 2,3 % im Fermenter-Output in den weiteren biologischen Stufen nicht; somit können nachfolgende Abbaugrade annähernd berechnet werden. Die gesamte CSB-Konzentration von etwa 12.000 mg O₂/l im Fermenter-Output reduziert sich auf circa 8.000 mg O₂/l nach der Belüftungsstufe. Daraus ergibt sich eine Abbauleistung der Aerobisierung von etwa 34 %. Die Abbauleistung bezüglich des filtrierten CSB beträgt circa 53 %. Der biologische Abbau beträgt nach der Belüftung 98 %, bezogen auf den Input der Hydrolyse. Die BSB₅-Konzentration beträgt nach der Aerobisierungsstufe circa 200 mg O₂/l.

Organische Trockensubstanz

In der Literatur werden lediglich zwei Angaben zur Reduktion des oTS in der Aerobisierung aufgezeigt. Nach Heerenklage et al. (2008) verringert sich die organische

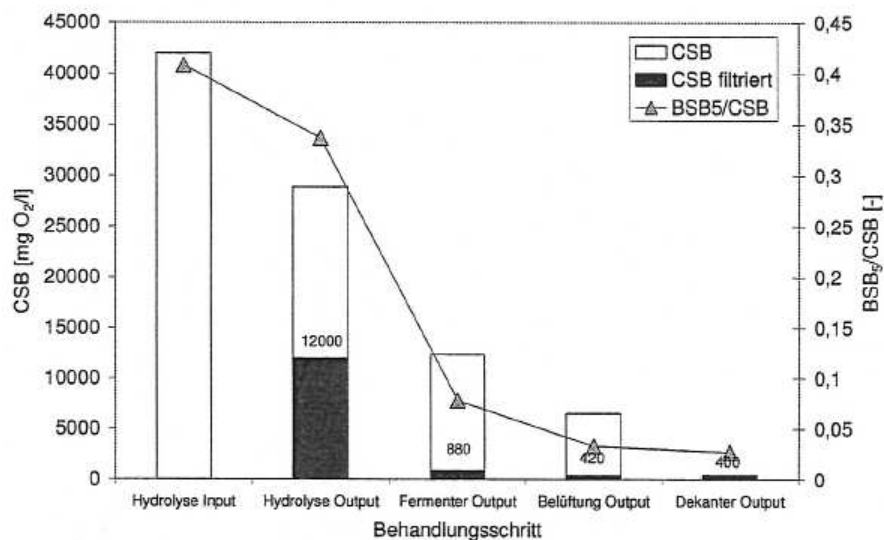


Abbildung 2.22: Verlauf der CSB-Konzentration und des Quotienten BSB₅/CSB der biologischen Stufe MBA Lübeck [Heerenklage et al. (2008)]

Substanz um circa 10 % in der Aerobisierung, nach Anonymous (2004) hingegen um circa 37 %. Randbedingungen wie beispielsweise der Grad der Luftbeaufschlagung oder die hydraulische Aufenthaltszeit sind nicht bekannt.

Stickstoffeliminierung

In Folge des durch die Belüftung ausgelösten Nitrifikationsprozesses wird Stickstoff in Form von Ammonium entsprechend umgesetzt, beziehungsweise abgebaut (vergleiche Kapitel 2.2.4 und Kapitel 3.6.1). Somit gilt es auch die Abbauleistung der Aerobisierung von Ammonium zu Stickstoff zu bewerten.

In der Abbildung 2.23 sind die Stickstoffkonzentrationen in den Belüftungsbecken aufgeführt. Es zeigt sich, dass der größte Anteil des Ammoniums bereits im ersten Belüftungsbecken zu Nitrat umgesetzt wird. Insgesamt verringert sich der Ammoniumgehalt nach der Belüftung von 600 mg/l (Vergärungsstufe) auf 30 mg/l. Der Abbaugrad beträgt circa 95 %. Nach Aussage von Heerenklage et al. (2008) werden circa 10-15 % als Ammoniak in die Gasphase ausgestrippt und Nitrat in unbestimmten Anteilen durch die Denitrifikation in elementaren Stickstoff umgesetzt. Eine komplette Stickstoffbilanz ist in der Literatur nicht dargestellt worden.

TOC und DOC

Für die Abbauleistung in Bezug auf die Reduktion des TOC, beziehungsweise DOC der Aerobisierungsstufe liegen in der Literatur keine Ergebnisse vor.

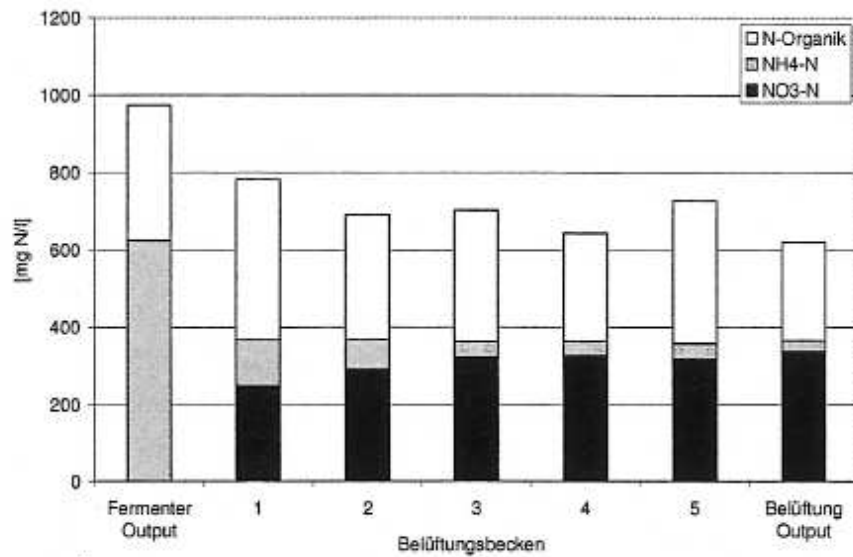


Abbildung 2.23: Stickstoffkonzentrationen im Aerobiser Becken [Heerenklage et al. (2008)]

2.5.3 Energiebedarf

Die Aerobisierungsstufe (Verdichtereinheit und Rührwerk) einer MBA verbrauchen nach Fricke et al. (2010) 1079 MWh/a, beziehungsweise 1015 MWh/a. Zum Energiebedarf der Aerobisierung sind in der Literatur keine weiteren Angaben zu finden.

2.5.4 Sauerstoffbedarf

Zum Sauerstoff sind von Stegmann & Heerenklage (2004) Untersuchungen im Labormaßstab durchgeführt worden. Demnach ist zu Beginn der Behandlungszeit ein maximaler Verbrauch von circa $1,8 \text{ mg O}_2/(\text{h} \cdot \text{g TM})$ zu erwarten. Nach etwa 7 Tagen Behandlungszeit reduziert sich der Bedarf auf circa $0,2 \text{ mg O}_2/(\text{h} \cdot \text{g TS})$. In Abhängigkeit von der Zusammensetzung des Abfalls wird von Stegmann & Heerenklage (2004) von einem Sauerstoffbedarf von mindestens $1 \text{ g O}_2/(\text{h} \cdot \text{g TS})$ ausgegangen.

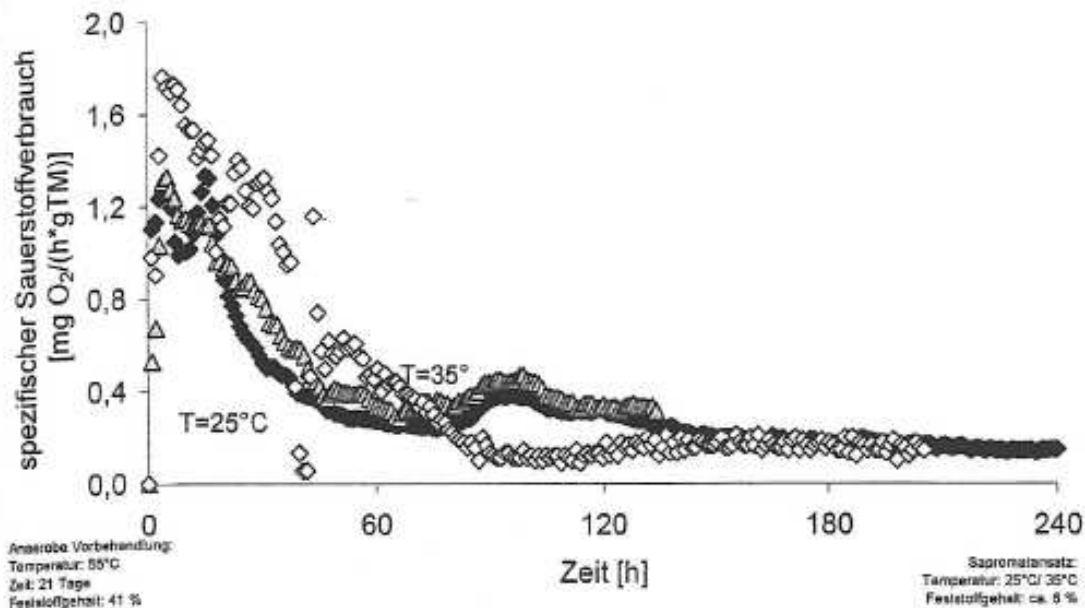


Abbildung 2.24: Sauerstoffverbrauch über die Zeit [Stegmann & Heerenklage (2004)]

2.6 Theoretischer Verfahrenvergleich

2.6.1 Unterschiede des Verfahrens der Aerobisierung zur konventionellen Rotte

Die konventionelle Rotte stellt ein etabliertes und erprobtes Verfahren in der Abfallwirtschaft zur Stabilisierung von Gärresten dar. Im Unterschied zur Aerobisierung wird das Substrat nach einer Nassvergärung einer Entwässerung unterzogen und der feste Gärrest anschließend aerob behandelt.

Ein signifikanter Unterschied zur Aerobisierung besteht letztlich in der Konsistenz der aerob zu behandelnden Substrate. Es zeigen sich jedoch auch Überschneidungen beider Systeme.

Im Vordergrund steht dabei der energetische Aufwand für die Belüftung, welcher in den Kapiteln 2.3.4 und 2.5.3 aufgezeigt worden ist und einen hohen Anteil des Energieverbrauches beider Systeme darstellt. Die vorhandene Datenbasis lässt in diesem Punkt einen qualitativen Vergleich zu. Im Hinblick auf die in Deutschland geltenden Ablagerungsparameter für Restabfall auf Deponien ist der Abbau der organischen Substanz beziehungsweise die Einhaltung des Grenzwertes relevanter biochemischer Parameter entscheidend. In den Kapiteln 2.3.3 und 2.5.2 sind deshalb die Abbauleistungen unterschiedlicher Parameter aufgezeigt worden. Die bestehende Datenbasis der Aerobisierung ist zu gering und basiert zumeist auf Laborversuchen. Ein Vergleich konnte deshalb bisher nicht erfolgen. Bei der Auswertung der Versuchsergebnisse hingegen (siehe Kapitel 4) wird unter anderem der Parameter oTS als Referenz für die Abbauleistung mit einbezogen werden. Ein Vergleich kann somit auf Basis

der erhobenen theoretischen Daten aus der Kompostierung und den aeroben Nachbehandlungsverfahren bei der mechanisch-biologischen Abfallbehandlung erfolgen. Durch die gelöste organische Substanz in der Aerobisierung und der damit verbundenen günstigen Milieubedingungen für die Bakterien (vergleiche Kapitel 2.2) ist eine auf die Zeit bezogene vergleichsweise höhere Abbaurate gegenüber der Kompostierung zu erwarten. Die Erhebungen bestätigen zwar eine geringere Behandlungsdauer in der Aerobisierung, jedoch ist die Angabe aufgrund der geringen Datenbasis (vergleiche Kapitel 2.5.2) nicht mit einer Abbaurate, zum Beispiel der des Parameters σ_{TS} , zu verknüpfen.

Zusammenfassend kann die Schlussfolgerung gezogen werden, dass über den Vergleich bestimmter Faktoren, eine Bewertung aus ökonomischer und ökologischer Sicht, beziehungsweise eine Einordnung des Systems Aerobisierung im Kontext als konkurrierendes Nachbehandlungsverfahren mit der Kompostierung/Nachrotte möglich ist.

2.6.2 Unterschiede des Verfahrens der Aerobisierung zum Verfahren der Abwasserbehandlung (Belebungsbecken)

Bei Betrachtung von Methoden aus der Abwasserbehandlung zeigen sich Parallelen zu der Behandlungsweise flüssiger Substrate im Belebungsbecken und der Aerobisierung. In beiden Verfahren soll die organische Substanz mittels Belüftung und intensiver Durchmischung unter optimalen Stofftransportbedingungen im flüssigen Milieu mikrobiologisch abgebaut werden.

Ein wesentlicher Unterschied besteht in der Zusammensetzung des Substrates. In Tabelle 2.10 sind zum Vergleich die Belastungen des Abwassers nach Angaben von Gujer (2007) und die aus eigenen Untersuchungen bekannten Belastungen des Gärrestes aus einer MBA gegenübergestellt. Die Belastung des BSB_5 sind beim Gärrest im Vergleich zum Abwasser um den Faktor 2-3 höher, die CSB-Konzentration hingegen ist 12-15 mal höher. Während der Trockensubstanzgehalt des Gärrestes aus der MBA zwischen 2-4 % liegt, ist das mechanisch vorbehandelte zulaufende Abwasser im Belebungsbecken nahezu feststofffrei. Durch die Rückführung aktiver Bakterienmasse wird der TS-Gehalt auf circa 0,5 % erhöht.

Das Konzept der Aerobisierung sieht zur Erhöhung der Bakterienkonzentration zum vollständigen Abbau leichtabbaubarer Komponenten keine Schlammrückführung vor. Demzufolge entspricht das Schlammalter dem der hydraulischen Aufenthaltszeit im Aerobisierungsbecken. In der Literatur sind keine Hinweise auf Untersuchungen zu finden, welche zeigen würden, ob die durch die organische Substanz eingetragene Bakterienmasse über ein ausreichendes Leistungspotenzial verfügt, die organischen Komponenten in der Prozessstufe Aerobisierung nahezu vollständig abzubauen.

Das Verhältnis von CSB zu BSB_5 weist darauf hin, ob die organische Substanz in einer Suspension leicht oder schwer abbaubar ist. Abwasser gilt mit einem Quotienten von 0,5[-] als leicht abbaubar, während der Gärrest mit einem Wert von 0,08

als schwerabbaubar einzustufen ist. Dieser Unterschied hat einen maßgeblichen Einfluss auf die Übertragbarkeit der Ergebnisse des Belebtschlammverfahrens. In der Abwasserreinigung müssen aufgrund des hohen Anteils leichtabbaubarer Stoffe zu jeder Zeit genügend Mikroorganismen vorhanden sein. Daher wird Belebtschlamm, also Biomasse, rückgeführt. Bei der Aerobisierung ist zunächst die Verfügbarkeit leicht abbaubarer Inhaltsstoffe der limitierende Faktor.

Versuche zur Abbauleistung hochbelasteter Brauereiabwässer in Kapitel 2.4.2 können aufgrund vergleichbarer Belastungskonzentrationen (TOC, CSB, oTS) der Suspension hilfreich bei einer Einordnung des Verfahrens Aerobisierung sein. Dies gilt gleichermaßen auch für die in Kapitel 2.4.3 und Kapitel 2.4.4 dargestellten Ergebnisse. Beispielsweise wurde in der Klärwerksverfahrenstechnik hinreichend an erfolgreichen und energiesparenden Methoden geforscht, welche eine Adaption im Bereich der Prozesstechnik der Aerobisierung zulassen würden.

Aufgrund unterschiedlicher Substrateigenschaften, Betriebsweisen und Behandlungszielen der Verfahren können Ergebnisse oder Berechnungsmodelle des Belebungsverfahrens nicht direkt auf das Verfahren Aerobisierung übertragen werden. Im Rahmen einzelner Prozessabschnitte oder verwendeter Komponenten kann jedoch auf die Ergebnisse und Erfahrungen aus der Abwassertechnik zurückgegriffen werden.

Tabelle 2.10: Gegenüberstellung von Rohabwasser und MBA-Substrat

Summenparameter	Einheit	Konzentration im Rohabwasser	Konzentration im MBA-Substrat
BSB ₅	[mg/l]	400-500	1.150
CSB	[mg/l]	800-1000	2.300* / 12.000**
BSB ₅ /CSB	[mg/l]	0,5	0,08
TS	[%]	0,5	2-4
* filtriert	** gesamt		

2.7 Ableitung des Forschungsbedarfs

Obwohl das Nachbehandlungsverfahren Aerobisierung bereits auf fünf Abfallbehandlungsanlagen in Deutschland großtechnisch umgesetzt worden ist, existiert nur eine geringe Datenbasis in der Literatur, um das Verfahren in Bezug auf die spezifische Behandlungszeit, die notwendige Luftbeaufschlagung und die Abbauleistung beurteilen zu können.

Erste Untersuchungen von Stegmann & Heerenklage (2004) und Ketelsen et al. (2005) zeigen vergleichsweise deutlich kürzere Behandlungszeiten gegenüber konventioneller, bewährter Nachrotteverfahren. Aufgrund der geringen Datenbasis veröffentlichter Forschungsergebnisse können diese jedoch nicht validiert werden (vergleiche Kapitel 2.3.3).

In der Regel müssen für Nachrotteverfahren nach Bischofsberger et al. (2005) zwi-

schen minimal 6 bis maximal 12 Wochen in Abhängigkeit vom Verfahren veranschlagt werden (vergleiche Kapitel 2.3.2 und 2.3.3). Behandlungszeiten von 7 bis 14 Tagen, könnten einen maßgeblichen ökonomischen und ökologischen Vorteil gegenüber konventionellen Behandlungsverfahren darstellen, falls der Effizienzgrad der Aerobisierung entsprechend hoch ist.

Die Abbauleistung wird bei der aeroben Behandlung von Gärresten durch Kompostierungsverfahren als spezifische Abnahme der Fracht der organischen Trockensubstanz angegeben. Entsprechend charakterisieren hohe Abbauraten der oTS in vergleichsweise kurzen Behandlungszeiten ein leistungsfähiges System. Für Kompostierungs- und Nachrotteverfahren werden in der Literatur eine Vielzahl von Ergebnissen zur oTS-Abbauleistung angegeben (vergleiche Kapitel 2.3.3). Eine Einordnung dieser Verfahren entsprechend ihrer Leistungen ist somit möglich.

Ausgehend der Darstellung von Ketelsen et al. (2005) müssen zum Erreichen gesetzlich vorgeschriebener Zielwerte entsprechender Ablagerungsparameter in Deutschland circa 60 % der organischen Trockensubstanz im Hausmüll abgebaut werden. Bei Vorschaltung einer Vergärungsstufe müssten durch die Aerobisierung noch circa 10 % oTS abgebaut werden. Heerenklage et al. (2008) geben einerseits einen Wert von 10 % oTS-Abbau für die Prozessstufe Aerobisierung an, liefern aber andererseits in ihren Ausführungen keine Randbedingungen, wie beispielsweise Abfallzusammensetzung, Behandlungsdauer oder Art der anaeroben Prozessstufe. Für das Verfahren Aerobisierung existieren in diesem Zusammenhang nur unzureichende Aussagen über die Abbauleistung (vergleiche Kapitel 2.5.2).

In Kapitel 2.4 wird auf die Eigenschaften der Prozessstufe Belebungsbecken eingegangen, weil sich im Gegensatz zu Kompostierungs- beziehungsweise Nachrotteverfahren zunächst grundsätzliche Parallelen zwischen der Konzeption und dem Prozessverlauf (volldurchmisches, belüftetes, dynamisches System) und den Behandlungsverfahren der Aerobisierung ergeben. Kapitel 2.6.2 zeigt die Unterschiede zwischen dem Verfahren des Belebungsbeckens und der Aerobisierung auf. Es wird dargestellt, dass einige Faktoren einen Übertrag der Ergebnisse der Abbauleistung des Belebungsverfahrens auf die Aerobisierung nur bedingt zulassen. Würden sich beim Verfahren Aerobisierung annähernd vergleichbare Ergebnisse der Abbauleistung des Belebungsbeckens zeigen, könnte die Aerobisierung aufgrund der in Kapitel 2.6.2 dargestellten Unzulänglichkeiten (Schlammrückführung, Sauerstoffeintrag) als vergleichsweise effizient eingeordnet werden. Sowohl bei konventionellen Kompostierungs- und Nachrotteverfahren, als auch bei der Verfahrenstechnik Belebungsbecken wird durch die Komprimierung von Umgebungsluft zur Sauerstoffversorgung der Mikroorganismen der Hauptanteil an elektrischer Energie verbraucht (vergleiche Kapitel 2.3.4 und 2.4.3). Niedrige Belüftungsraten führen demnach zu geringerem Energieverbrauch der Belüftungs- und Abluftbehandlungseinheit.

Aufgrund der deutlichen Konzentrationsunterschiede des Substrates der Aerobisierung im Vergleich zum Substrat aus dem Belebungsbecken der Abwasserbehandlung sind die Ergebnisse aus der Abwasser- beziehungsweise Abfallbehandlung nicht übertragbar. Durch den hohen Anteil leichtabbaubarer Komponenten im Abwasser ergibt

sich ein zunächst sehr hoher Sauerstoffverbrauch, der sich zum Ende der Behandlung deutlich reduziert (vergleiche 2.4.4). Angaben von Stegmann & Heerenklage (2004) zufolge ist zu Beginn der Behandlung flüssiger Gärreste aus Hausabfall eine maximale Verbrauchsrate von $1,8 \text{ mg O}_2/(\text{h} \cdot \text{gTM})$ und nach circa 7 Tagen ein reduzierter Verbrauch von $0,2 \text{ mg O}_2/(\text{h} \cdot \text{gTM})$ zu berücksichtigen. Beide Verfahren zeigen folglich ähnliche Tendenzen beim zeitlichen Verlauf des Sauerstoffverbrauchs auf, nicht aber beim Sauerstoffbedarf. Bei den Verfahren der Abwasserbehandlung wird die Belüftung in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration im Belebungsbecken gesteuert und ist somit als sehr effizient einzustufen, weil gerade nur so viel Sauerstoff eingeblasen wird wie benötigt wird und entsprechend elektrische Energie eingespart werden kann. Hier liegen hinreichende Untersuchungen beziehungsweise Ergebnisse zum Sauerstoffbedarf und -verbrauch vor (vergleiche Kapitel 2.4.3 und 2.4.4). Im Gegensatz zur Abwasserbehandlung liegen in der Literatur nur die Ergebnisse von Laboruntersuchungen von Stegmann & Heerenklage (2004) zum Sauerstoffverbrauch flüssiger Gärreste vor. Erfahrungswerte zu benötigten Sauerstoffkonzentrationen in Aerobisierungsbecken und eine vergleichbare effiziente bedarfsgeregelte Belüftungssteuerung sind bisher nicht realisiert worden.

Die Literaturrecherche zeigt vielfach eine unzureichende Datenbasis bezüglich der Abbauleistung und Behandlungszeit sowie des Sauerstoffbedarfs des aeroben Nachbehandlungsverfahrens Aerobisierung. Es ist daher nicht möglich dieses Verfahren hinsichtlich seiner ökologischen und ökonomischen Effizienz gegenüber konventionellen Rotteverfahren einzuordnen beziehungsweise zu vergleichen.

Es ist daher zwingend erforderlich, Untersuchungen zur Abbauleistung respektive der Behandlungsdauer, dem Sauerstoffverbrauch und dem Energiebedarf durchzuführen.

2.7.1 Arbeitshypothese / Motivation

Im Rahmen dieser Arbeit soll die Leistungsfähigkeit des Verfahrens der aeroben Stabilisierung in der flüssigen Phase vor dem Hintergrund unterschiedlicher Randbedingungen untersucht werden und schließlich eine Bewertung des Verfahrens unter Einbezug konventioneller Behandlungstechniken erfolgen. Hierbei wird zunächst auf den Einfluss der Intensität der Sauerstoffversorgung auf die Abbauleistung eingegangen. Es wird dabei davon ausgegangen, dass die Abbauleistung im Vergleich zu konventionellen Kompostierungs- und Nachbehandlungsverfahren höher oder zumindest gleich ist, weil die veränderten Milieubedingungen (flüssige Phase) bei der Aerobisierung effizientere Umsetzungsprozesse der Bakterien zulassen würden (vergleiche Kapitel 2.2.2). Demnach würde eine effiziente Umsetzung der organischen Substanz einen zeitlichen Vorteil bei der Behandlung leichtabbaubarer Substanzen gegenüber konventionellen Verfahren bedeuten (vergleiche 2.5 und 2.3).

Zur Betrachtung der Wirtschaftlichkeit der Behandlungsanlage gilt es folglich auch den Aspekt der minimal notwendigen Sauerstoffbeaufschlagung zum Erreichen der maximalen Abbauleistung aus den Versuchen abzuleiten, weil die Sauerstoffversorgung aerober Behandlungsprozesse den Hauptanteil des elektrischen Energiever-

brauchs darstellt (vergleiche Kapitel 2.3.4). Ergänzend würde sich zudem ein ökonomischer Vorteil aus dem deutlich niedrigeren Flächenbedarf für die Aerobisierung ergeben.

Zusammenfassend interagieren die Steuerungsparameter in Bezug auf die Zielsetzung der Arbeit wie folgt. Ein hoher Abbaugrad der organischen Substanz würde weniger Transport- und Deponievolumen sowie eine niedrige biologische Aktivität verursachen. Eine niedrige spezifische Belüftungsrate würde zu geringerem elektrischen Energieverbrauch und einem niedrigen Emmissionsvolumenstrom führen. Daraus würden sich eine positive Auswirkung auf die operativen Kosten und den Aufwand zur Behandlung der Emissionen resultieren. Kurze Behandlungszeiten würden zudem den spezifischen Anlagendurchsatz erhöhen und entsprechende Kosten senken.

3 Material und Methoden

3.1 Einleitung

Ziel der Untersuchungen war es die Leistungsfähigkeit der aeroben Stabilisierungsstufe bei der Verwendung flüssiger Gärreste zu bestimmen. Von Beginn an stand dabei die Übertragbarkeit der Ergebnisse von Versuchen im labor- und technischen Maßstab auf eine vergleichbare bereits existente Prozessstufe einer Abfallbehandlungsanlage im Vordergrund.

Für die Untersuchungen sind Versuchsreihen im Labormaßstab (vergleiche Kapitel 3.2) und im technischen Maßstab (vergleiche Kapitel 3.3) durchgeführt worden. Die Ergebnisse aus diesen Versuchsreihen werden schließlich zur Bewertung im Hinblick auf unterschiedliche Prozessparameter der biologischen Behandlungsstufe Aerobisierung einer MBA (vergleiche Kapitel 3.4) herangezogen. Ergänzend werden die Zusammensetzung des Versuchssubstrates (vergleiche Kapitel 3.5) sowie die Mess- und Analysemethoden (vergleiche Kapitel 3.6.1) beschrieben. Im letzten Unterkapitel 3.7 sind die mathematischen Grundlagen zur Auswertung der Ergebnisse dargestellt.

3.2 Versuche im Labormaßstab (2l-Reaktoren)

Abbildung 3.1 zeigt den schematischen Aufbau des Versuchsstandes der 2l-Reaktoren. Der Versuchsstand besteht aus sechs voneinander unabhängigen Reaktoren mit einem maximalen Füllvolumen von 2 Litern. Für die Reaktoren wurden Laborflaschen von Schott/DURAN mit einem Gewinde GL 45 verwendet.

Der Lufteintrag in die Reaktoren erfolgte über einen Waschflaschenaufsatz mit Filterkerze. Zur Gewährleistung von Blasen mit möglichst geringem Durchmesser zur homogenen Sauerstoffversorgung befindet sich am Ende der Filterkerze ein Sprudelstein mit der Porosität ≤ 4 . Die Filterkerze verfügt über zwei Anschlüsse zur Be- und Entlüftung. Die Abluft wurde über eine Gasmaus zur Probenentnahme an die Umgebungsluft außerhalb der Versuchshalle geleitet. Durch einen Kompressor wurde die Druckluft für das Belüftungssystem geliefert. Die Regulierung der Belüftungsrate wurde mit Schwebekörper Durchflussmessern (Vögtlin Q-Flow 140) realisiert, welche stufenlos in einem Volumenstrombereich von 1,6 Nl/h bis 16 Nl/h regelbar sind. Zur Regulierung des nötigen Vordruckes für die Durchflussmesser von maximal 4,0 bar sind Druckminderer installiert worden. Zudem sind Ölabscheide-, Feuchtigkeitsabscheide- und Entstaubungseinheiten vor den Durchflussmesser installiert worden, um den Anforderungen des Herstellers zu entsprechen.

Zur Homogenisierung des Substrates und der Verteilung der Luftblasen wurde das Substrat unter Zuhilfenahme eines Magnetrührers (Heidolph Hei-MIX L) mit circa 250 U/min gerührt. Zur optimalen Durchmischung haben sich nach Vorversuchen ein

3 Material und Methoden

dreieckiger Rührstab und die genannte Rotationsgeschwindigkeit herausgestellt. Die Versuchsreaktoren sind in einem Thermoschrank untergebracht worden, um während der Versuchsreihen gleichbleibende Temperaturbedingungen zu schaffen. Die Temperatur wurde grundsätzlich auf 37 °C eingestellt. Zur Vereinfachung der Prozessführung und zur Bilanzierung der Messparameter sind alle Versuche im Batch-Verfahren durchgeführt worden.

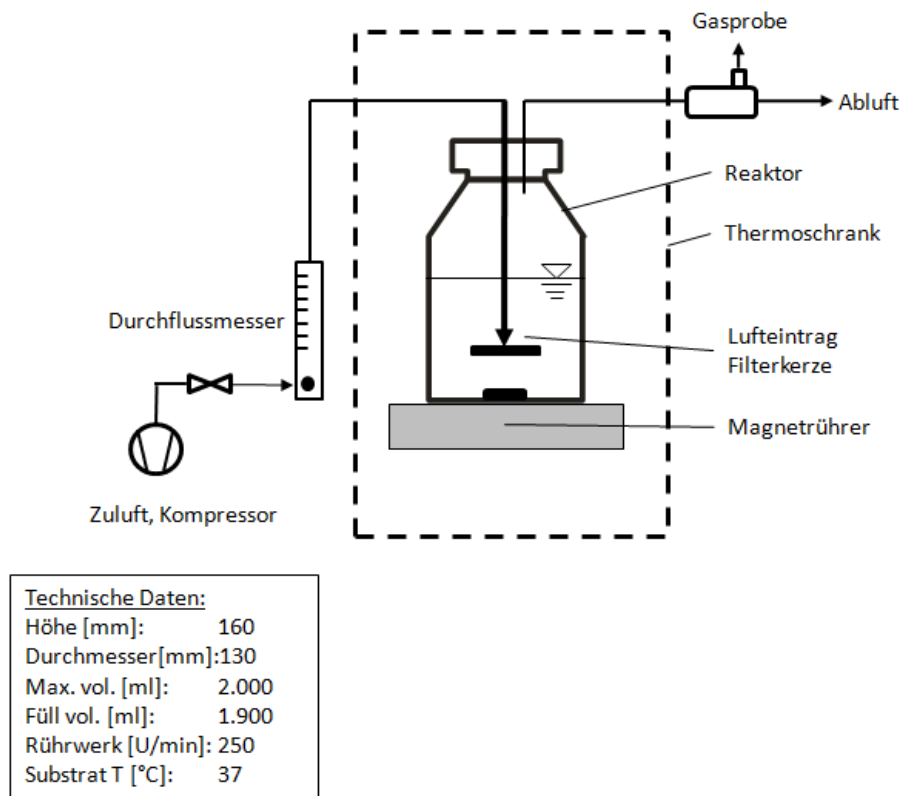


Abbildung 3.1: Schematischer Versuchsaufbau des 2l-Reaktors, nach Heerenklage et al. (2008) verändert

3.3 Versuche im technischen Maßstab (100l-Reaktoren)

Abbildung 3.2 zeigt den schematischen Versuchsaufbau der 100l-Reaktoren. Für die Durchführung der Versuche standen zwei Reaktoren aus Edelstahl mit einem maximalen Füllvolumen von 155 Litern zur Verfügung, welche am Leichtweiß-Institut entwickelt, beziehungsweise optimiert worden sind. Zur kontinuierlichen Durchmischung des Substrates verfügen die Reaktoren über ein Top-Entry-Rührwerk (Motor: Getriebebau Nord 01V-R100V), welches über zwei in der Höhe verstellbare Rotoreinheiten verfügt. Um Schaum- und Schwimmschichtbildung zu vermeiden, wird der obere Rotor etwa 10 cm unter der Substrat-Oberfläche installiert. Zur Gewährleistung von Blasen möglichst geringen Durchmessers zur homogenen Sauer-

3.3 Versuche im technischen Maßstab (100l-Reaktoren)

stoffversorgung wurde der zweite Rotor nahe dem Boden des Reaktors direkt über der Belüftungseinheit angebracht. Der Rotor diente neben der Homogenisierung des Substrates ergänzend als Werkzeug zur Zerteilung der Blasen und damit der Verringerung des Blasendurchmessers und zur Erhöhung der spezifischen Blasenoberfläche für einen optimalen Sauerstoffübertrag von der gasförmigen in die flüssige Phase (siehe hierzu auch Kapitel 2.2.5).

Prallbleche an der Innenwand des Reaktors fördern zusätzlich die Durchmischung des Substrates, indem die Strömungsrichtung gezielt gestört beziehungsweise unterbrochen wurde. Die Belüftungseinheit wurde mit Druckluft eines Kompressors versorgt. Die Regulierung des Belüftungsvolumenstromes erfolgte über elektronisch gesteuerte Massendurchfluss-Controller (Bürkert 8626 MFC). Die Magnetventile sind stufenlos zwischen 2 und 100 l/min regelbar. Die Differenzdruckeinheit ermöglicht es Druckunterschiede auszugleichen und liefert somit einen ständig konstanten Volumenstrom. Die Rotorgeschwindigkeit lag bei circa 90 U/min und basierte auf Erfahrungswerten von Vorversuchen. Die Reaktoren wurden während der Versuchsreihen grundsätzlich mit 100 Liter Substrat gefüllt. Über einen an der Außenwand des Reaktors installierten Wasserheizkreislauf wurde die Temperatur des Substrates während der Versuchsreihen auf 37 °C konstant eingestellt. Zur Vereinfachung der Prozessführung und zur Bilanzierung der Messparameter sind alle Versuche im Batch-Verfahren durchgeführt worden.

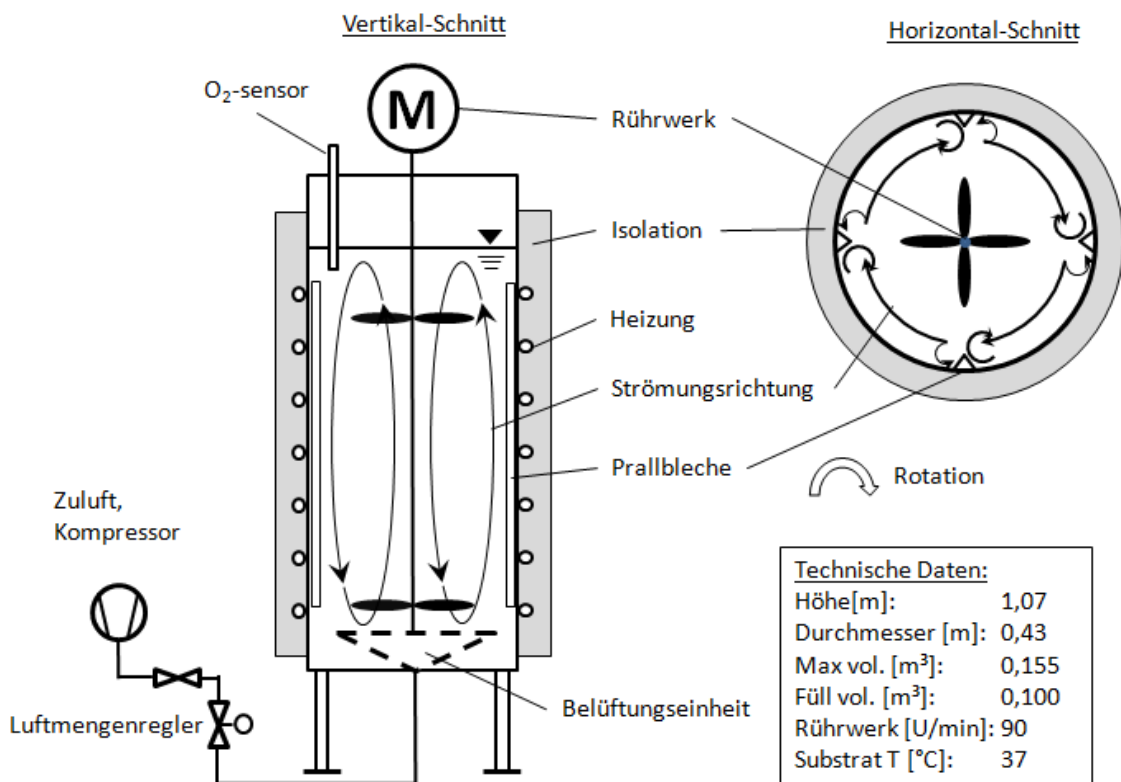


Abbildung 3.2: Schematischer Versuchsaufbau des 100l-Reaktors

3.4 Beschreibung der Anlage im großtechnischen Maßstab

Für Untersuchungen im großtechnischen Maßstab wurden die Aerobisierungsbecken einer MBA mit Nassvergärungsstufe in Deutschland herangezogen. Die Abbildung 3.3 zeigt die Integration der Prozessstufe Aerobisierung in den Verfahrensablauf der mechanisch-biologischen Abfallbehandlungsanlage. Die erste Prozessstufe der biologischen Behandlung bilden zwei installierte nasse Aufbereitungsaggregate (Mixer). Hier werden die Feinfraktion und das Wasser in einem Verhältnis von 1 zu 5 in eine pumpfähige Suspension überführt. Zudem werden durch den Mixer organische Bestandteile zerkleinert. Im Anschluss an die Prozessstufe Mixer schließt sich der Sandfang an. Hier werden zum einen Schwimmstoffe (Kunststoffe, Holz, etc.) und zum anderen Schwerstoffe (inertes Material) ausgeschleust. Um eine Verringerung der Substratdichte zu erreichen, wird Luft in die Sandfänge eingeblasen. Hierdurch wird der Sedimentationsgrad erhöht. Die durch die seitliche Belüftungseinrichtung entstehende Wasserwalze spült den abgetrennten Sand schließlich von der flachen Sandfangwand ab.

Das Substrat wird anschließend in die Hydrolyse überführt. Dabei wird die Hydrolyse/Acidogenese im Ausgleichsbehälter von den anaeroben Prozessschritten Acetogenese/Methanogenese in den Fermentern gezielt getrennt. Diese Vorstufe der Vergärung dient vorwiegend der Aufspaltung von Kohlehydraten, Fett- und Eiweißverbindungen.

Für den anaeroben Prozessschritt der Acetogenese/Methanogenese sind dem Ausgleichsbehälter zwei Fermenter nachgeschaltet. Die Fermenter verfügen über Top-Entry Rührwerke und sind voll durchmischt. Zur Erreichung der in Deutschland gesetzlich vorgeschriebenen Grenzwerte für die Ablagerung von Abfall auf einer entsprechenden Deponie ist nach der anaeroben Behandlung ein aerober Prozessschritt nötig. Dieser wird auf der MBA durch die Prozessstufe Aerobisierung realisiert. Zur Erhöhung des TS-Gehaltes und zur Erfüllung der physikalischen Forderungen an das zu deponierende Material wird es nach der aeroben Behandlung durch Dekanter entwässert.

Die Aerobisierung verfügt über ein theoretisches maximales Füllvolumen von 2.500 m^3 pro Behandlungslinie, welche unabhängig voneinander betrieben werden. Aufgrund des Prozessverlaufs der MBA schwankt der Füllstand zwischen 1.800 m^3 bis 2.400 m^3 . An Wochenenden werden die Aerobisierungslinien weder mit Substrat beschickt, noch wird das Substrat in die nächste Prozessstufe, der Fest-Flüssig-Trennung überführt. Während der Woche erfolgt die Beschickung und Überführung weitestgehend kontinuierlich.

Das Substrat wird direkt vom Fermenter in die Behandlungslinien überführt. Der TS-Gehalt des Substrates beträgt zwischen 2-3 %. Die Durchmischung des Substrates erfolgt pro Linie über drei unabhängige Top-Entry Rührwerke mit jeweils zwei an der Basis und eine nahe der Oberfläche angeordneten Rotoreinheiten. Die Belüftungseinheiten sind jeweils an an der Basis unter den Rührwerken installiert und werden mit Umgebungsluft mittels Kompressoren versorgt. Ein an der Rührwerks-welle befestigtes Turbinenrad sorgt für eine feinblasige Verteilung des Sauerstoffs

3.4 Beschreibung der Anlage im großtechnischen Maßstab

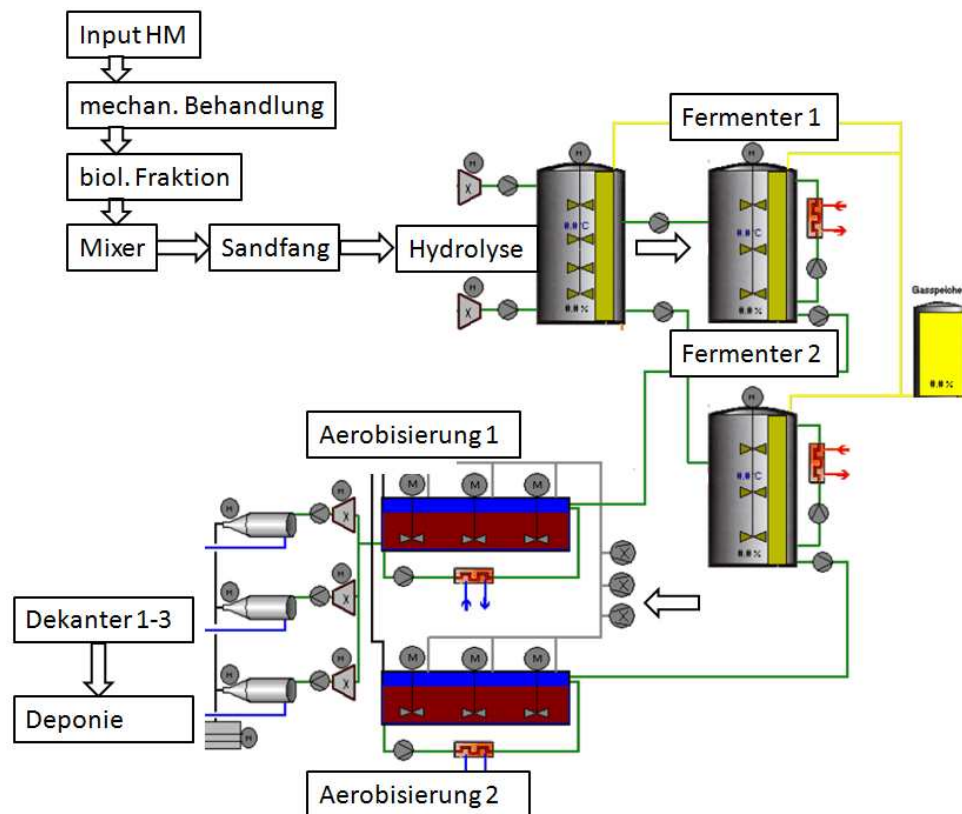


Abbildung 3.3: Integration der Prozessstufe Aerobisierung in den Verfahrensablauf der MBA

direkt über der Austrittsöffnung der Belüftungseinheit. Die Belüftungseinheiten sind jeweils stufenlos und unabhängig voneinander regelbar, um gezielt den Abbauprozess zu beeinflussen. In der Regel erfolgt eine optionale Anpassung jedoch nur in Ausnahmefällen. Die Steuerung der Rührwerke und der Belüftung erfolgt durch eine Software vollautomatisch und wurde durch den Anlagenbauer auf Grundlage eigener Forschungsergebnisse vorgegeben. Die hydraulische Aufenthaltszeit des Substrates beträgt zwischen 5 und 8 Tagen und der geplante Jahresdurchsatz beläuft sich auf circa 234.000 Mg (bei maximaler genehmigter Auslastung der MBA).

Erfahrungen haben gezeigt, dass durch die biochemischen Reaktionen und den Eintrag der Luft zur Sauerstoffversorgung eine erhebliche Selbsterhitzung des Substrates zu verzeichnen ist, welche zu einer Inhibition der Mikroorganismen führen kann. Zur Kühlung des Substrates ist daher ein Kühlkreislauf für jede Linie installiert worden. Die Betriebstemperatur wird auf circa 37 °C eingeregelt. Der prinzipielle Aufbau der Aerobisierungsbecken ist in Abbildung 3.4 dargestellt.

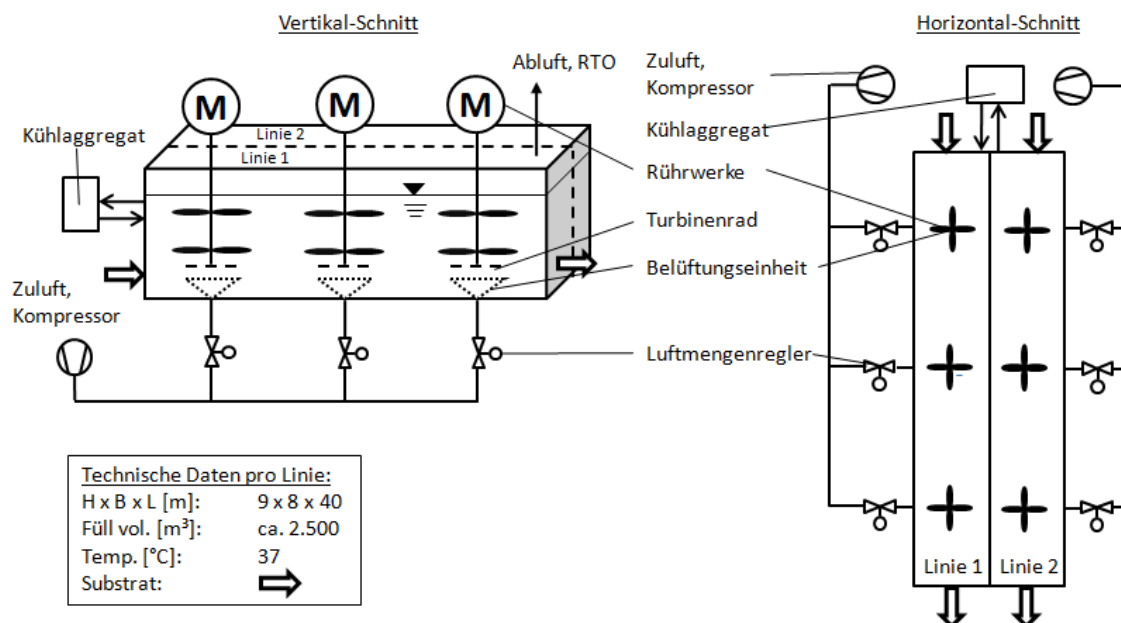


Abbildung 3.4: Schematische Darstellung der aeroben Behandlungseinheit für flüssige Gärreste einer MBA

3.5 Versuchssubstrat

Für die Untersuchungen wurde flüssiger Gärrest einer zweistufigen, mesophil betriebenen Nassvergärungsstufe einer mechanisch-biologischen Restabfallbehandlungsanlage aus Niedersachsen verwendet. In Tabelle 3.2 sind die Ergebnisse der Analyseparameter der Eingangsproben der Versuche aufgeführt und statistisch ausgewertet. Diese Ergebnisse zeigen zum Teil erhebliche Abweichungen in den Analysen des CSB, TOC, oTS und des Ammoniums vom Mittelwert (vergleiche anteilige Abweichung der Standardabweichung vom Mittelwert). Diese Inhomogenitäten der physikalischen und biochemischen Eigenschaften des Abfalls sind zum einen darauf zurückzuführen, dass die Abfallzusammensetzung bedingt durch die Jahreszeiten Schwankungen unterworfen ist. Zum anderen muss auch den Entsorgungskonzepten der unterschiedlichen Körperschaften Rechnung getragen werden. So wurde beispielsweise in einem Landkreis keine Biotonne eingeführt, was den Anteil biogener Reststoffe im Restabfall deutlich steigert und die Zusammensetzung des Inputs der MBA entsprechend beeinflusst.

Zur Bewertung des Behandlungsverfahrens Aerobisierung (vergleiche Kapitel 4.8.2) und zur Ableitung von entsprechendem Optimierungspotenzial sind nachfolgend die Zusammensetzung des Inputs der biologischen Stufe und die Ergebnisse der biochemischen Analysen dargestellt. Vorgelagerte Prozessstufen wie der Stofflöser und der Sandfang (siehe hierzu auch Abbildung 3.3) haben auf die Zusammensetzung des Substrates und damit auf die physikalischen und biochemischen Eigenschaften einen erheblichen Einfluss. So würde zum Beispiel ein vergleichsweise schlechter Auf-

schlussgrad der organischen Substanz im Stofflöser zu einer niedrigen biologischen Aktivität des Substrates führen. Ein niedriger Abscheidegrad der inertten Fraktion im Sandfang beeinflusst nachhaltig den Aerobisierungsprozess, weil Sandablagerung im Belüftungsbecken das Volumen verringern würden.

Abbildung 3.5 zeigt die stoffliche Zusammensetzung des Inputs zur biologischen Behandlung unmittelbar vor dem Stofflöser. Die Anteile der nicht nativ organischen Stoffe Papier, Inert, Kunststoff, Glas, und Rest liegen jeweils unter 5 %. Die Stoffgruppen Organik und der Siebschnitt ≤ 8 mm (überwiegend Organik) weisen hingegen erwartungsgemäß hohe Massenanteile von circa 48 % beziehungsweise 30 % auf.

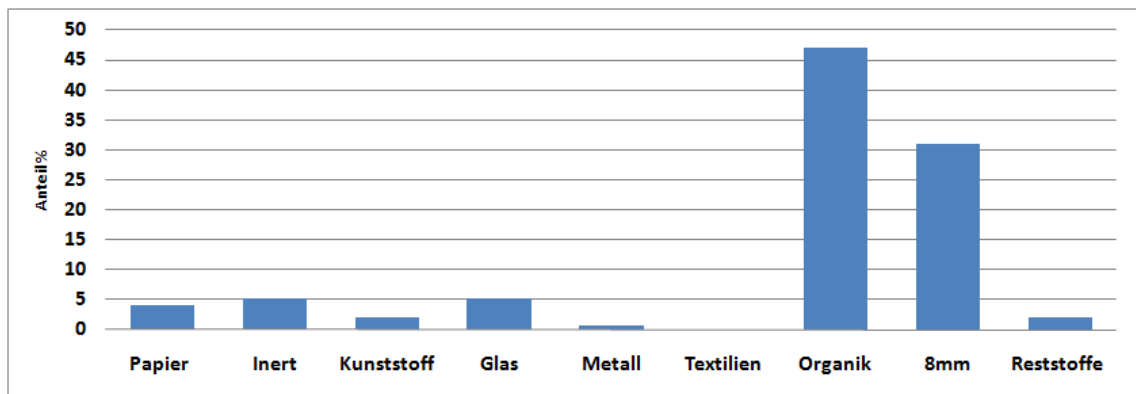


Abbildung 3.5: Zusammensetzung Input Stofflöser MBA (Angaben in %)

Abbildung 3.6 zeigt die Analyseergebnisse der biochemischen Untersuchungen des Inputs Stofflöser. Der durchschnittliche Wassergehalt der Probe beläuft sich auf circa 45 %. Der oTS-Gehalt beträgt 50 % der oTS-bio-Gehalt 40 %. Erwartungsgemäß ist die Atmungsaktivität des Stoffstromes Input Biologie mit einem Wert AT_4 78 mg/g O_2 hoch. Der TOC im Feststoff beläuft sich auf circa 18 %, der TOC im Eluat 2.890 mg/l. Die biochemischen Analysen zeigen eine hohe biologische Aktivität des Stoffstromes Input Stofflöser. Dies drückt sich vornehmlich durch den sehr hohen Messwert der AT_4 aus. Zudem sind circa 80 % der organischen Trockensubstanz biologisch abbaubar (vergleiche oTS_{bio}-Gehalt).

Die erste Versuchsreihe mit den Gärresten aus der MBA zeigte in der Abbauleistung der biochemischen Parameter keine Korrelation zwischen Belüftungsintensität und Abbauleistung. Aus diesem Grund wurde zur Validierung von Ergebnissen zur Abbauleistung der Versuche im Labormaßstab ergänzend ein Modellsubstrat auf Basis des ursprünglich verwendeten Gärrestes erstellt.

Für die Herstellung des Modellsubstrates wurde zunächst eine Probe flüssigen Gärrestes belüftet, um leichtabbaubare Substanzen nahezu komplett abzubauen, so dass der Gärrest letztlich als Impfschlamm, beziehungsweise Bakterienmasse des Modellsubstrates diene. Der Fortschritt des Abbauprozesses wurde mit dem Parameter BSB₅ kontrolliert, welcher nach circa 20 Tagen zu im Mittel 96 % abgebaut worden ist. Zur definierten Einstellung des Gehaltes an biologisch leichtabbaubarer Sub-

3 Material und Methoden

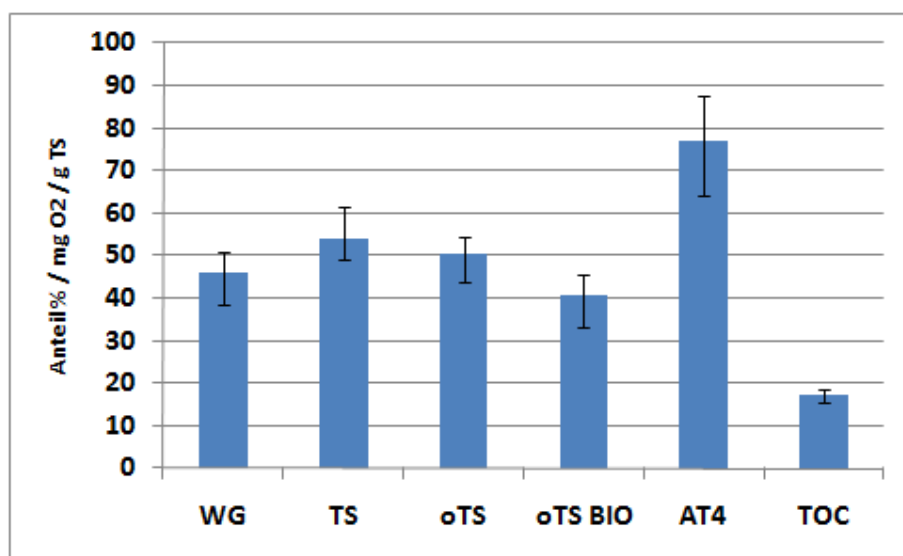


Abbildung 3.6: Ergebnisse der biochemischen Analysen des Input Stofflösers

stanz wurde anschließend technische Zellulose in einem Verhältnis von 3 Gramm pro einem Liter Substrat hinzugegeben.

Verfahrensbedingten Schwankungen (siehe hierzu auch Tabelle 3.2 Abweichungen vom Mittelwert) der biochemischen Eigenschaften des Gärrestes aus der MBA konnte mit der Herstellung des Modellsubstrates (Tabelle 3.1) weitgehend entgegengewirkt werden. Für die durchgeführten Versuche mit dem Modellsubstrat herrschten somit vergleichbare Ausgangsvoraussetzungen. Die Abweichung vom Mittelwert des TOC und CSB des Modellsubstrates von 10,9 % beziehungsweise 4,77 % sind im Vergleich zum Untersuchungsmaterial deutlich geringer. Für den Parameter Ammonium zeigt sich hingegen eine sehr hohe Abweichung von über 100 %. Dies begründet sich aus einer unzureichend belüfteten Lagerung bei der ersten Versuchsreihe. Im Gegensatz dazu war bei der zweiten Versuchsreihe Ammonium nahezu komplett abgebaut, weil das Substrat kontinuierlich während der Lagerung belüftet wurde, um anaeroben Prozessen entgegenzuwirken. Die Abweichungen vom Mittelwert in Bezug auf die Parameter TS und oTS unterscheiden sich bei dem Vergleich beider Substrate geringfügig.

Tabelle 3.1: Physikalische und biochemische Eigenschaften des Modellmaterials

	TS [%]	oTS [%]	CSB [mg/l]	TOC [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	BSB ₅ [mg/l]	pH-Wert [-]	LF [mS/cm]
Mittelwert	2,23	37,93	2132,67	647,58	280,42	n.b.	8,50	n.b.
min	1,64	33,34	1937,00	574,00	9,05	n.b.	8,21	n.b.
max	3,20	48,18	2221,00	737,00	609,00	n.b.	8,98	n.b.
Standardabweichung	0,49	4,14	101,70	44,42	283,80	n.b.	0,35	n.b.
Abweichung v. Mittel [%]	22,10	10,91	4,77	6,86	101,21	n.b.	4,15	n.b.

Tabelle 3.2: Physikalische und biochemische Eigenschaften des Untersuchungsmaterials

	TS [%]	oTS [%]	CSB [mg/l]	TOC [mg/l]	NH₄ [mg/l]	BSB₅ [mg/l]	pH-Wert [-]	LF [mS/cm]
Mittelwert	3,38	32,96	2324,72	602,25	574,11	1152,65	7,37	28,13
min	1,59	28,15	1737,00	427,00	248,00	238,22	7,08	20,60
max	5,80	39,10	3730,00	967,00	905,00	2380,50	7,69	33,00
Standardabweichung	0,83	2,62	639,96	136,43	201,15	695,57	0,18	4,38
Abweichung v. Mittel [%]	24,53	7,95	27,53	22,65	35,04	60,35	2,44	15,56

3.6 Mess- und Analysemethoden

3.6.1 Analysemethoden

In Tabelle 3.6 sind die untersuchten biochemischen und physikalischen Parameter entsprechend der Vorschriften und Analyseverfahren aufgelistet. Hinsichtlich des Ziels dieser Arbeit, die Reduktion der biologischen Aktivität des Substrates durch den aeroben Abbau organischer Inhaltsstoffe, ist es notwendig zur Bewertung und Ermittlung der Abbauleistung spezifische biochemische Parameter (CSB, BSB₅, oTS und TOC) heranzuziehen. Diese sind jedoch nicht alle gleichermaßen für eine detaillierte Bestimmung des Abbaugrades der organischen Substanz geeignet, bilden aber in der Summe der Ergebnisse eine zuverlässige Aussage über die Reduktion der biologischen Aktivität. Der CSB wurde mit dem TOC als Parameter zur Bewertung der Abbauleistung herangezogen. Dies begründet sich zum einen daraus, dass eine hinreichende Absicherung der Ergebnisse durch möglichst viele Parameter erzielt werden sollte. Zum anderen erfolgt eine Einbindung der Parameter zur Bestimmung möglichst kausaler Zusammenhänge. Die Bestimmung der organischen Trockensubstanz stellt auf dem Forschungsgebiet der Abfallwirtschaft (Kompostierung) eine wesentliche Größe für Massenbilanzen dar und die Bewertung der Abbauleistung dar, da es folglich eine hinreichende Datenbasis für vergleichende Untersuchungen zur Verfügung steht. In Tabelle 3.3 sind die betrachteten Parameter kurz beschrieben und Besonderheiten bei der Analysemethodik herausgestellt.

Anorganische Stickstoffverbindungen

Die Bestimmung von Ammonium, Nitrat und Nitrit wurde zur Bilanzierung des Stickstoffhaushaltes durchgeführt. Erfahrungen aus großtechnischen Anlagen haben zum einen gezeigt, dass eine Aufkonzentration von Ammonium in der Aerobisierung sich in Verbindung mit einer Rezirkulation des Prozesswassers negativ auf die Gasbildung im Fermenter auswirken kann, da nach Weiland (2003) bei Ammoniumkonzentrationen ≥ 4000 mg/l eine Hemmwirkung der Bakterien einsetzt. Zum anderen können ungünstige Prozessbedingungen zu einer unvollständigen Nitrifikation mit

Tabelle 3.3: Kurzbeschreibung untersuchter Parameter

Parameter	Beschreibung	Bemerkung	Messabweichung
CSB	Menge an Sauerstoff die zur vollständigen Oxidation org. Substanzen unter definierten Bedingungen verbraucht wird	Probe nur aus flüssiger Phase bestimmt; gefiltert und zentrifugiert	15-30 mg/l
TOC	Summe des organisch gebundene Kohlenstoffs im Eluat	Probe nur aus flüssiger Phase bestimmt; gefiltert und zentrifugiert	bis 15 mg/l
oTS	Anteil organischer Bestandteile nach Entzug von Wasser und mineralsicher Bestandteile	bezieht auch nicht biologisch abbaubare Substanzen mit ein	<0,3 M-%
BSB ₅	Maß für die Summe aller biologisch abbaubaren Substanzen	bis 15 mg/l	

der Folge der Bildung von N₂O oder NH₃-Emissionen führen. Zur Bestimmung des Ammoniaks wurden bei der Versuchsreihe zwei 10-Liter-Reaktoren belüftet und in definierten Zeitabständen die Nitrat-, Nitrit-, und Ammoniumkonzentrationen im Substrat bestimmt. Der Abluftvolumenstrom wurde durch eine Waschflasche mit 0,05 n-Schwefelsäure geleitet. Das in der Gasphase enthaltene Ammoniak fällt als Ammoniumsulfat in der Säure aus. Der Nachweis von Ammonium in der Säure gilt schließlich als Indikator für Ammoniak in der Gasphase. Der Versuchsaufbau und die Analyse erfolgte in Anlehnung an die Richtlinie VDI 3496 (1982).

Bestimmung der Sauerstoffübertragungsrate

Die Sauerstoffaufnahme wurde mit der dynamischen Methode in den 2l-Reaktoren der Laborversuche bestimmt. Die Sauerstoffkonzentration wurde dabei über eine Messsonde im Zeitintervall von 10 Sekunden aufgenommen und automatisch im Datenlogger (Laptop) gespeichert. Zunächst wurde mit Stickstoff der Sauerstoff aus dem Substrat getrieben. Anschließend ist die Sauerstoffzufuhr auf einen bestimmten Durchsatz eingestellt worden und die Konzentration im Substrat bis zur Sättigung aufgezeichnet worden. Die Versuche wurden mit unterschiedlichen Durchsatzraten und Durchmischungsintensitäten durchgeführt. Zudem wurde neben dem eigentlichen Substrat der Versuch auch mit Wasser durchgeführt, um Referenzwerte generieren zu können. Die Temperatur der Luft, sowie des Versuchssubstrates wur-

den während des Versuches konstant gehalten.

Die Auswertung erfolgte gemäß der in Kapitel 2.2.5 beschriebenen mathematischen Ansätze. Die durchgeführten Versuche sind in Tabelle 3.5 dargestellt. Die Bestimmung des Sauerstoffübertrages bei den Versuchen im technischen Maßstab ist nicht möglich gewesen, weil das Austreiben des Sauerstoffes bei einem Füllvolumen der Reaktoren von circa 200 Litern mit dem am Institut vorhandenen Stickstoffvolumen nicht realisiert werden konnte.

3.6.2 Durchgeführte Versuchsvarianten

In den Tabellen 3.4 und 3.5 sind die Versuchsvarianten differenziert nach den Reaktorgößen, dem verwendeten Substrat sowie des Behandlungsziels dargestellt.

Tabelle 3.4: Durchgeführte Versuche zur Bestimmung der Abbauleistung in Abhängigkeit der Belüftungsintensität

Substrat	Volumenströmung l/h	Mischintensität U/min
Modellsubstrat (2L-Reaktoren)		
Versuch 1-2l-M (LWR1)	1,8	250
Versuch 2-2l-M (LWR2)	3,6	250
Versuch 3-2l-M (LWR4)	7,2	250
Versuch 4-2l-M (LWR6)	10,8	250
Gärrest (2L-Reaktoren)		
Versuch 1-2l-G (LWR0)	0	250
Versuch 2-2l-G (LWR1)	1,8	250
Versuch 3-2l-G (LWR2)	3,6	250
Versuch 4-2l-G (LWR3)	5,4	250
Versuch 5-2l-G (LWR5)	9,0	250
Versuch 6-2l-G (LWR6)	10,8	250
Versuch 7-2l-G (LWR7)	12,6	250
Gärrest (100L-Reaktoren)		
Versuch 1-100l-G (LWR1)	100	90
Versuch 2-100l-G (LWR2)	200	90
Versuch 3-100l-G (LWR3)	300	90
Versuch 4-100l-G (LWR4)	400	90
Versuch 5-100l-G (LWR5)	500	90
Versuch 6-100l-G (LWR6)	600	90
Versuch 7-100l-G (LWR7)	700	90

Tabelle 3.5: Durchgeführte Versuche zur Bestimmung des kLa -Wertes

Substrat	Wasser	Gärrest
Volumenströmung l/h	Mischintensität U/min	Mischintensität U/min
1,8	250 und 500	250 und 500
3,6	250 und 500	250 und 500
5,4	n.b.	250
7,2	250 und 500	250 und 500
9	n.b.	250
10,8	250 und 500	250 und 500
12,6	n.b.	250
14,4	250 und 500	250 und 500

3.6.3 Probenahme und -aufbereitung

Die Beprobungsintervalle des Substrates der Versuchsreihen für die 2l- und 100l-Reaktoren wurden entsprechend des Untersuchungsplanes nach Tabelle 3.7 durchgeführt.

100l-Reaktoren

Die Probenahme erfolgte bei den 100l-Reaktoren unter Zuhilfenahme eines Rohres (Länge: circa 1,0 m) geringen Durchmessers, welches als Pipette diente. So wurde zum einen sichergestellt, dass eine hinreichend homogene Probe über den Längsschnitt des Reaktors gezogen werden konnte und zum anderen konnte so potenziellen Entmischungsvorgängen während der Probenahme entgegen gewirkt werden. Das Probenvolumen betrug circa 500 ml/Probe. Bei der Probenahme wurde sich an die VDI 4630 (2006) Abschnitt 5.2.2.1 orientiert. Konstruktiv bedingt war eine Probenahme ausschließlich über eine Öffnung im Deckel (Durchmesser circa 5 cm) möglich.

2l-Reaktoren

Für die Probenahme der 2l-Reaktoren wurde eine Spritze mit aufgesetztem Schlauch (circa 2,5 mm Durchmesser) verwendet. Aufgrund des geringen Füllvolumens in den Reaktoren wurde in Vorversuchen festgestellt, dass die Entmischung des Substrates unmittelbar nach der Beendigung der maschinellen Homogenisierung einsetzt. Daraufhin wurde die Probenahme mit der Spritze angepasst, indem der Reaktorinhalt durch mehrmaliges Ansaugen und Auswerfen des Spritzeninhaltes durchmischt wurde. Dieser Vorgang wurde circa sechs Mal wiederholt, bevor schließlich eine Probenvolumen von 20 ml zur Analyse der biochemischen Parameter gezogen wurde.

Tabelle 3.6: Untersuchte und verwendete Parameter entsprechend der Mess- und Analysemethoden

Parameter			Vorschrift	Gerät/Methode
Temperatur	T	°C	siehe Hersteller	WTW / Greisinger
Trockensubstanzgehalt	TS	% FS	DIN 38414 Teil 2	siehe Vorschrift
org. Trockensubstanzgehalt	oTS	% TS	DIN 38414 Teil 3	siehe Vorschrift
chem. Sauerstoffbedarf	CSB	mg/l	DIN 38409 Teil 41	Hach Lange LCK514
biochem. Sauerstoffbedarf	BSB ₅	mg/l	DIN EN 1899 Teil 1	siehe Vorschrift
org. geb. Kohlenstoff im Eluat	TOC	mg/l	DIN 1484	Hach Lange LCK386
Ammonium	NH ₄	mg/l	DIN 38406-5	Hach Lange LCK303
Nitrat	NO ₃	mg/l	DIN 38405-9	Hach Lange LCK342
Nitrit	NO ₂	mg/l	DIN EN 26777	Hach Lange LCK340
pH-Wert			DIN 38404 C5	WTW 315i (Sentix 42)
Leitfähigkeit	LF	µS/cm	DIN EN ISO 27888	WTW Cond 315i
Sauerstoff gelöst		mg/l	siehe Hersteller	Greisinger GWO 3600MU
Emissionen (CH ₄ , O ₂ , CO ₂)				Shimadzu GC 8A

Für die Bestimmung von oTS und TS sind zusätzlich 20 ml Substrat gezogen worden.

Anlage im großtechnischen Maßstab

Zur Bestimmung der Abbauleistung der Prozessstufe Aerobisierung sind Proben im Bereich des Zulaufs und des Ablaufs des Aerobisierungsbeckens genommen worden. Die Füllstände des Beckens und der Volumenstrom wurden im Detail den Betriebsprotokollen entnommen. Aus betriebstechnischen Gründen herrschte auf allen Leitungen in denen das Substrat gepumpt wurde ein Druck von etwa 0,8 bar. Hierfür ist ein spezielles Probenahmegerät notwendig gewesen, mit dem die Möglichkeit bestand etwa 500 ml aus den ausgewählten Probenahmestellen unter Druck zu entnehmen. Abbildung zeigt 3.7 das Probenahmegerät am Zulauf des Aerobisierungsbeckens.



Abbildung 3.7: Probennehmer zur Entnahme von Substrat auf der MBA

3.6.4 Konservierung der Proben

Für die Konservierung der Proben wurde sich an der VDI 4630 (2006) Kapitel 5.3 orientiert. In der Regel erfolgte die Analyse direkt oder maximal 24 Stunden nach der Probenentnahme, so dass eine Konservierung der Proben bei 4 °C im Kühlschrank durchgeführt wurde. Aufgrund des Aufschlusses pflanzlicher Zellen und den Verlusten an flüchtigen Bestandteilen und der damit verbunden Verfälschung der Ergebnisse wurde auf eine Tiefkühlung von -25 °C verzichtet.

Tabelle 3.7: Probenahmeplan

	TS	oTS	CSB	TOC	BSB ₅	NH ₄	NO ₂	NO ₃	pH	O ₂
Mo	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
Mi						x	x	x	x	x
Fr						x	x	x	x	x
Mo	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
Mi						x	x	x	x	x
Fr						x	x	x	x	x
Mo	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
Mi						x	x	x	x	x
Fr						x	x	x	x	x
Mo	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x

3.7 Berechnungsmethoden

Grundsätzlich sind zur Erhöhung der Repräsentativität der Ergebnisse die Versuche der 2l-Reaktoren im dreifachen Ansatz und die Versuche der 100l-Reaktoren im zweifachen Ansatz durchgeführt worden. Die einzelnen Ergebnisse sind zu Mittelwerten mit der Angabe des Bereiches der minimalen und maximalen Abweichung zusammengefasst worden.

3.7.1 Berechnung der Abbauleistung

Neben der Bestimmung biochemischer Parameter wurden die Proben zur Erstellung einer Stoff- und Massenbilanz verwogen. Die 2l-Reaktoren sind bei jeder Probenahme, sowie vor dem Versuchsstart und nach Abschluss des Versuches einzeln mittels Laborwaage verwogen worden. Für die Erstellung der Massenbilanz der 100l-Reaktoren standen zwei Säulenwaagen (EPELSA C/CN-10 CE) zur Verfügung. Technisch bestand somit die Möglichkeit die Reaktoren während des Versuches auf den Säulenwaagen zu belassen und kontinuierlich zu verwiegen. Die Erstellung der Massenbilanz diente dabei als Basis zur Bestimmung der Abbauleistung in Bezug auf ausgewählte biochemische Parameter in Abhängigkeit von der Belüftungsrate, des Reaktorvolumens und der Art des Untersuchungsmaterials. Zur Berechnung der Frachten wurde eine Dichte von 1,01/kg herangezogen. Die Dichte des Substrates wurde in Laborversuchen bestimmt und ein durchschnittlicher Wert von 1,0071/kg ermittelt.

Die Berechnung der Abbauleistung erfolgt somit als relative Abnahme der Frachten in Abhängigkeit von der Zeit in Reaktion zu der Ausgangsfracht nach Gleichung 3.1. Die dargestellte Berechnung (Gleichung 3.1) der Abbauleistung bezieht sich in diesem Fall auf die Parameter (CSB, TOC, Ammonium, Nitrat und Nitrit), welche auf die flüssige Phase bezogen werden.

3 Material und Methoden

$$Abbauleistung_{Parameter} = \frac{c_{Parameter} \cdot M_{gesamt, Substrat} \cdot \frac{FS\%}{100}}{Ausgangsfracht_{Parameter}} \quad (3.1)$$

FS	[%]	Feuchtsubstanz
M	[kg]	Masse
c	[mg/l]	Konzentration

Bei der Berechnung der Abbauleistung der organischen Trockensubstanz wird der Bezug zur festen Phase (Trockensubstanz) hergestellt. Es ist grundsätzlich zu beachten, dass sich der TS-Gehalt im Verlauf der Versuche verändert hat. Es ist anzunehmen, dass durch die Durchmischung des Substrates organische Komponenten gelöst und in die flüssige Phase überführt werden. Somit kann die Abbauleistung nicht nach Gleichung 3.2 in Kranert (2010) berechnet werden, weil hier vereinfachend die Annahme getroffen wird, dass sich der TS-Gehalt im Verlauf des Betrachtungszeitraumes nicht verändert. Die Berechnung der Abbauleistung des oTS erfolgt somit auch als relative Abnahme der Frachten in Abhängigkeit der Zeit zu der Ausgangsfracht.

$$AOS = \left(1 - \frac{1 - GV_A}{1 - GV_E}\right) \cdot \frac{1}{GV_A} \quad (3.2)$$

AOS	[-]	Abbau organischer Substanz
GV_A	[-]	Glühverlust am Anfang des Versuches
GV_E	[-]	Glühverlust am Ende des Versuches

3.7.2 Berechnung der Korrektur der Ergebnisse des CSB

In der DIN 38409 Teil 41 (1980) wird unter Abschnitt 5.2 auf den Erfassungsbereich der Analysemethodik eingegangen. So werden unter den genannten Versuchsbedingungen durch Kaliumdichromat auch anorganische Verbindungen wie

- Bromid-Ionen,
- Wasserstoffperoxid und Addukte,
- Sulfit-Ionen und Schwefelverbindungen,
- Nitrit-ionen
- sowie bestimmte Metallverbindungen

oxidiert.

Diesem Sachverhalt muss Rechnung getragen werden, indem der ermittelte CSB-Wert um den Mehrbefund durch den Einfluss genannter Verbindungen rechnerisch korrigiert wird. Bei der aeroben Behandlung des Substrates wird Nitrit infolge des einsetzenden Nitrifikationsprozesses gebildet, welches bei der Bestimmung des CSB durch das Kaliumdichromat zu Nitrat oxidiert wird. Der Sauerstoffverbrauch kann

stöchiometrisch bestimmt werden und wird vom gemessenen CSB-Wert abgezogen. Der gemessene CSB-Wert wurde folglich mit nachfolgender Gleichung 3.3 korrigiert.

$$CSB_{korrigiert} = CSB_{gemessen} - \frac{NO_2}{46} \cdot 16 \quad (3.3)$$

CSB	[mg/l]	chem. Sauerstoffbedarf
NO_2	[mg/l]	Nitrit
$16/46$	[mol Masse]	Sauerstoff / Stickstoff

3.7.3 Berechnung der spezifischen Sauerstoffzugaberate

Durch den biologischen Abbauprozess wird gelöster Sauerstoff verbraucht, welcher mit Einsetzen der biologischen Aktivität die Konzentration von einem Sättigungswert auf ein Minimum absinken lässt. Verlangsamt sich der Abbauprozess, verbrauchen die Bakterien deutlich weniger Sauerstoff und die Konzentration im Reaktor beginnt anzusteigen. Über die negative Steigung erfolgt die Bestimmung in Anlehnung des Verfahrens der OUR nach Bandyopadhyay et al. (1967) bei eingeschalteter Belüftung. Der errechnete Wert gibt die im Durchschnitt notwendige Menge an Sauerstoff an, die während der Zehrungsphase notwendig ist, um den Ausgangswert vor dieser Phase zu erreichen.

3.7.4 Statistische Methoden zur Auswertung der Ergebnisse

Signifikanztest für Korrelationskoeffizienten

Für die Auswertung der Daten sind unterschiedliche statistische Methoden in Abhängigkeit von der Datenbasis angewendet worden. Für die direkte Darstellung einzelner Versuchsergebnisse ist der Mittelwert mit der Angabe der Spannweite herangezogen worden. Aufgrund der geringen Stichprobenanzahl n (dreifache beziehungsweise zweifache Wiederholungen der Versuche), lassen sich mit alternativen Methoden keine verlässlichen Tendenzen für eine einzelne Versuchsreihe erstellen [Lorenz (1996)].

Zur Beurteilung und Überprüfung von Zusammenhängen einzelner Sachverhalte, wie zum Beispiel das der Abbauleistung spezifischer Parameter gegenüber der Belüftungsrate, wurde das Modell der linearen beziehungsweise nicht-linearen Regression verwendet. Je nach betrachtetem Parameter lassen sich die Abhängigkeitsbeziehungen nach Lorenz (1996) nicht grundsätzlich durch ein lineares Modell beschreiben. Gerade bei der Betrachtung mikrobiologischer Prozesse (zum Beispiel Wachstums- oder Abbauprozesse) ist von einer nicht-linearen Regression auszugehen, welche sich etwa durch komplexe Polynome oder Exponentialfunktionen beschreiben lassen. Zur Überprüfung der Verlässlichkeit der angewendeten Regressionsfunktion wurde bei der Darstellung das Bestimmtheitsmaß R^2 angegeben. Aus R^2 leitet sich der Korrelationskoeffizient r ab, welcher Werte zwischen +1 und -1 annehmen kann. Der Korrelationskoeffizient beschreibt dabei folglich einen ideal positiven ($r = +1$), einen

3 Material und Methoden

ideal negativen ($r = -1$) oder keinen Zusammenhang ($r = 0$) zwischen den betrachteten Parametern.

Varianzquotienten-Test

Für die Varianzanalyse wurde der einfaktorielle Varianzquotienten-Test (F-Test) gewählt. Dabei wurden die Nullhypothese (H_0) und die Alternativhypothese (H_1) getestet. Als Prüfgröße F dient dabei der Quotient aus den Stichprobenvarianzen s^2 der beiden Gruppen. Im Nenner steht immer die größere der beiden Stichprobenvarianzen, sodass folglich die Prüfgröße nie einen Wert kleiner als 1 annehmen kann. Wenn die Nullhypothese (H_0) zutrifft ist ein F-Wert nahe 1 zu erwarten. Ein deutlich höherer F-Wert führt demnach zu der Annahme, dass die Alternativhypothese H_1 zutrifft.

Für ein gewähltes, in den Naturwissenschaften übliches Signifikanzniveau von 5 % (entspricht $\alpha = 0.05$), lässt sich die kritische Prüfgröße F^* aus Fischer-Tafeln [zum Beispiel in Lorenz (1996)] ableiten. Die Nullhypothese gilt somit für alle Werte $F \leq F^*$. F^* ist dabei abhängig von der Anzahl der Varianten (Faktorstufen) k und n , der Anzahl der Messwerte.

4 Ergebnisse

4.1 Ergebnisse der Versuche im Labormaßstab

4.1.1 Auswirkungen der Belüftungsintensität auf die Abbauleistung

Abbau der organischen Substanz gemessen als oTS - Modellsubstrat

In Abbildung 4.1 ist der Abbau der organischen Trockensubstanz in Abhängigkeit der Zeit und der Belüftungsintensität als Mittelwert über drei Versuchsansätze dargestellt.

In der Tendenz sind die Verläufe gleich und folgen näherungsweise einem exponentiellen Verlauf, welcher einen festen Wert anzustreben scheint. Die Abbaugrade steigen zu Beginn des Versuches nach 168 Stunden zunächst stark an. Im nachfolgenden Verlauf ist eine vergleichsweise geringe Abnahme des Abbaus vorhanden. Beim Versuch LWR2 ist ein linearer Anstieg bis auf einen Abbaugrad von 51 % nach 336 Stunden zu verzeichnen. Zum Versuchsende nach 500 Stunden fällt der Abbaugrad auf 43 % ab. Die Versuchsreihen erreichen nach 500 Stunden Laufzeit Abbaugrade zwischen 28 % (LWR1) und 53 % (LWR4).

Im Anhang A.7 sind die Versuchsreihen als Balkendiagramm mit den Abweichungen vom Mittelwert dargestellt. Es zeigen sich zum Teil erhebliche Abweichungen von bis zu 20 %.

Abbau der organischen Substanz gemessen als oTS - Originalsubstrat

Abbildung 4.2 zeigt den Verlauf des Abbaugrades der organischen Substanz als Funktion der Zeit und der Luftwechselrate. Für den Versuch LWR6 sind ausschließlich zum Ende des Versuchs Daten vorzuweisen. Aufgrund der geringen Datengrundlage wird dieser Versuch nicht mit in die Bewertung einbezogen.

Die Ergebnisse zeigen in der Art des Verlaufes keine einheitliche Tendenz. So weisen die Versuche LWR0, LWR1 und LWR3 einen näherungsweise linearen Verlauf auf. Die Versuchsreihen LWR7 und LWR2 zeigen nach einem exponentiellen Anstieg des Abbaugrades auf 50 % nach 170 und 504 Stunden im weiteren Verlauf bis zum Versuchsende keinen deutlichen Anstieg des Abbaus mehr. Im Gegensatz dazu steigt der Abbaugrad der Versuche LWR0 und LWR1 annähernd linear bis auf einen Wert von 30 % und 45 % nach 672 Stunden Versuchsdauer an. Die Abbaurate des Versuchs LWR5 steigt nach 504 Stunden auf 23 % an.

Im Anhang A.8 sind die Abbauraten als Balkendiagramme dargestellt. Abweichungen von deutlich über 20 % vom Mittelwert sind häufig.

4 Ergebnisse

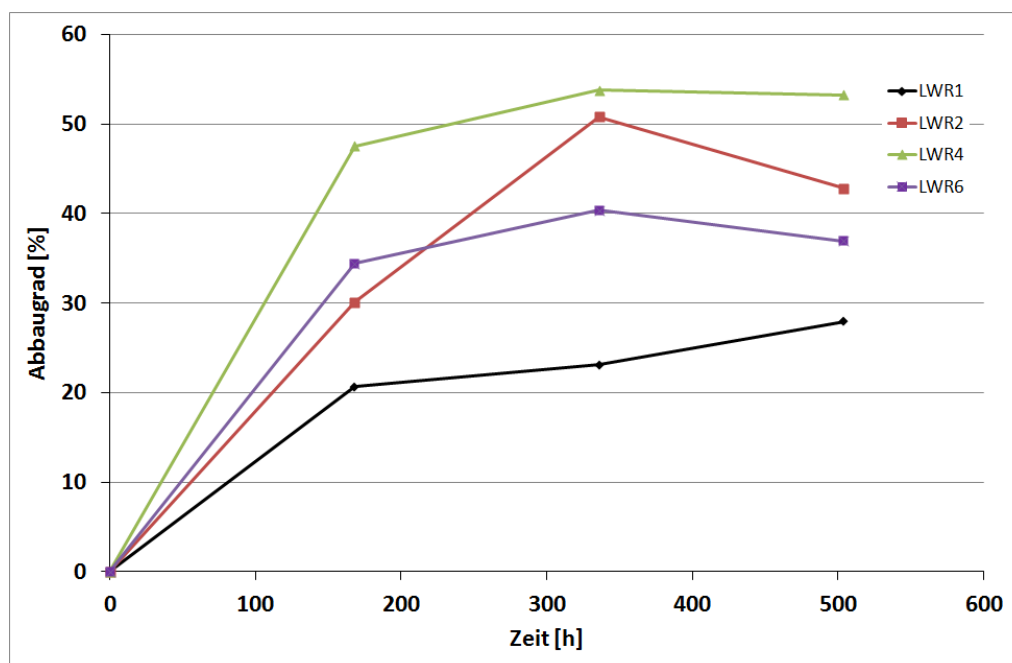


Abbildung 4.1: Abbau des oTS über die Zeit 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)

Abnahme des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) in der flüssigen Phase - Modellsubstrat

Die Ergebnisse der CSB-Abnahme sind im Anhang A.9 dargestellt.

Der Verlauf des CSB, insbesondere der Versuche LWR4 und LWR6, sind aufgrund der hohen Abweichungen der Analyseergebnisse untereinander nicht schlüssig und können somit für die Auswertung nicht herangezogen worden. Der Verlauf der Ergebnisse des Versuchs LWR6 zeigt eine lineare Tendenz auf, die im betrachteten Versuchszeitraum zunächst keinem Endwert entgegen strebt. Die Ergebnisse des Versuchs LWR1 sind relativ starken Schwankungen unterworfen, so dass keine Aussage zur Interpretation des Kurvenverlaufs möglich ist.

Abnahme des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) in der flüssigen Phase - Originalsubstrat

Abbildung 4.3 zeigt die Ergebnisse des CSB, differenziert nach der Belüftungsintensität und in Abhängigkeit von der Zeit.

Die Verläufe des CSB-Abbaus der Versuche LWR0, LWR2, LWR5 und LWR6 sind annähernd linear, wobei der Versuch LWR5 einen vergleichsweise steileren Anstieg aufweist. Es wird nach 168 Stunden ein Abbaugrad zwischen 18 % und 41 % erreicht. Nach Abschluss des Versuchs werden Abbauraten zwischen 33 % (LWR2) und 92 % (LWR5) erreicht.

Im Anhang A.10 sind die Ergebnisse als Mittelwerte mit Abweichungen dargestellt. Die maximale Abweichung vom Mittelwert beträgt ca. 8 %.

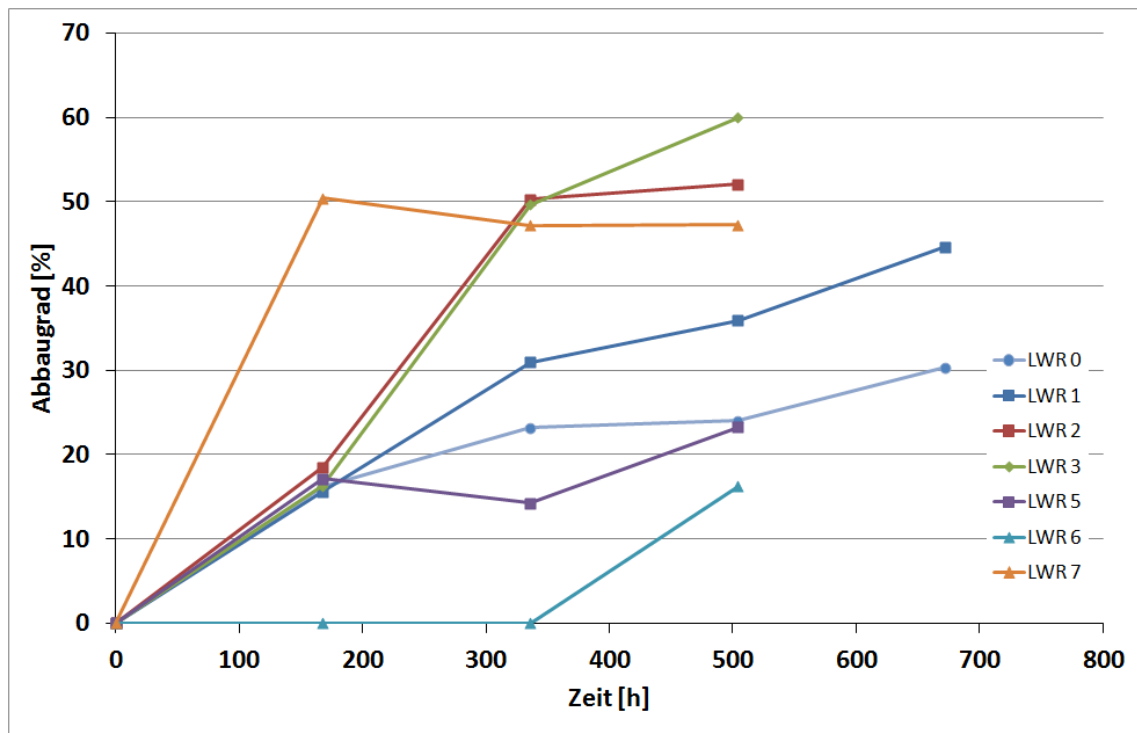


Abbildung 4.2: Abbau des oTS über die Zeit der 2l-Reaktoren (Originalsubstrat)

Abnahme des organischen Kohlenstoffes (TOC) in der flüssigen Phase - Modells substrat

Abbildung 4.4 zeigt den Abbau des organischen Kohlenstoffes in Abhängigkeit von der Luftwechselrate und der Zeit.

Der TOC-Abbau der Versuche LWR2 und LWR4 verläuft über die Zeit nahezu linear und nach 168 Stunden wird eine Abbaurate zwischen 4 % und 12 %, nach 500 Stunden zwischen 17 % und 35 % erreicht. Die Versuche mit der Belüftungsintensität LWR1 und LWR6 hingegen zeigen hier keinen eindeutig linearen Verlauf. Im Anhang A.11 sind die Ergebnisse als Mittelwerte mit den Abweichungen vom Durchschnitt dargestellt. Die maximal berechnete Abweichung beträgt circa 8 %.

Abnahme des organischen Kohlenstoffes (TOC) in der flüssigen Phase - Originalsubstrat

Abbildung 4.5 zeigt die Abbauraten des TOC in Abhängigkeit von der Belüftungsintensität und der Zeit.

Tendenziell ist mit Ausnahme der Versuche LWR1 und LWR5 ein linearer Anstieg der Abbaurate zu verzeichnen, welcher bei einigen Versuchen größere Steigungen (LWR0, LWR6 und LWR7) aufweist. Nach einer Versuchsdauer von 168 und 500 Stunden werden zwischen 11 % und 61 % beziehungsweise zwischen 20 % und 70 % TOC abgebaut. Zu Beginn des Versuchs sind die Steigungen der Verläufe steiler

4 Ergebnisse

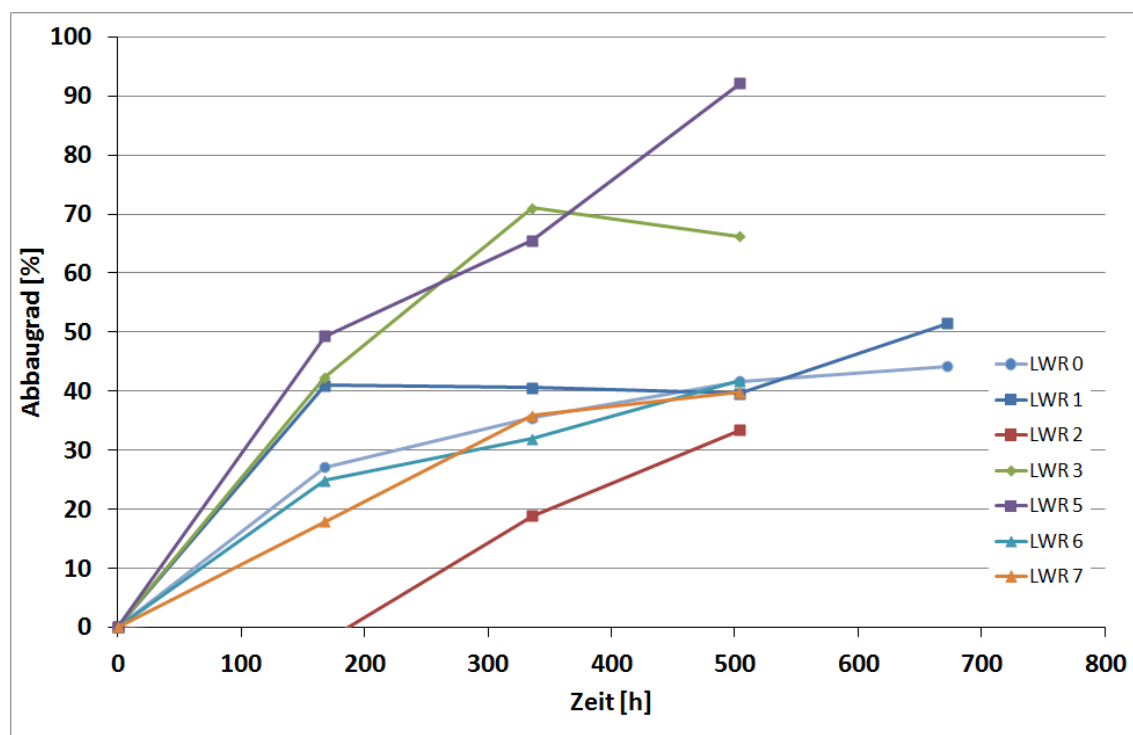


Abbildung 4.3: Abnahme des CSB über die Zeit der 2l-Reaktoren (Originalsubstrat)

als zum Versuchsende hin.

Im Anhang sind sämtliche Ergebnisse als Mittelwert mit entsprechenden Abweichungen dargestellt. Die maximal berechnete Abweichung vom Mittelwert beträgt circa 10 %.

4.1.2 Korrelation der Analyseergebnisse

Modellsubstrat

In Tabelle 4.1 sind die Ergebnisse der linearen Regressionen sämtlicher Analyseergebnisse als Bestimmtheitsmaß R^2 , gemäß Kapitel 3.7.4, dargestellt. Signifikante lineare Korrelationen sind nicht zu erkennen.

Tabelle 4.1: Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse der Versuchsreihen mit den 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)

	TOC [mg/l]	oTS [g]	CSB [g]	TOC [g]
CSB _{korrr} [mg/l]	0,01	0,05	0,12	0,00
TOC [mg/l]		0,05	0,05	0,83
oTS [g]			0,21	0,22
CSB [g]				0,19

4.1 Ergebnisse der Versuche im Labormaßstab

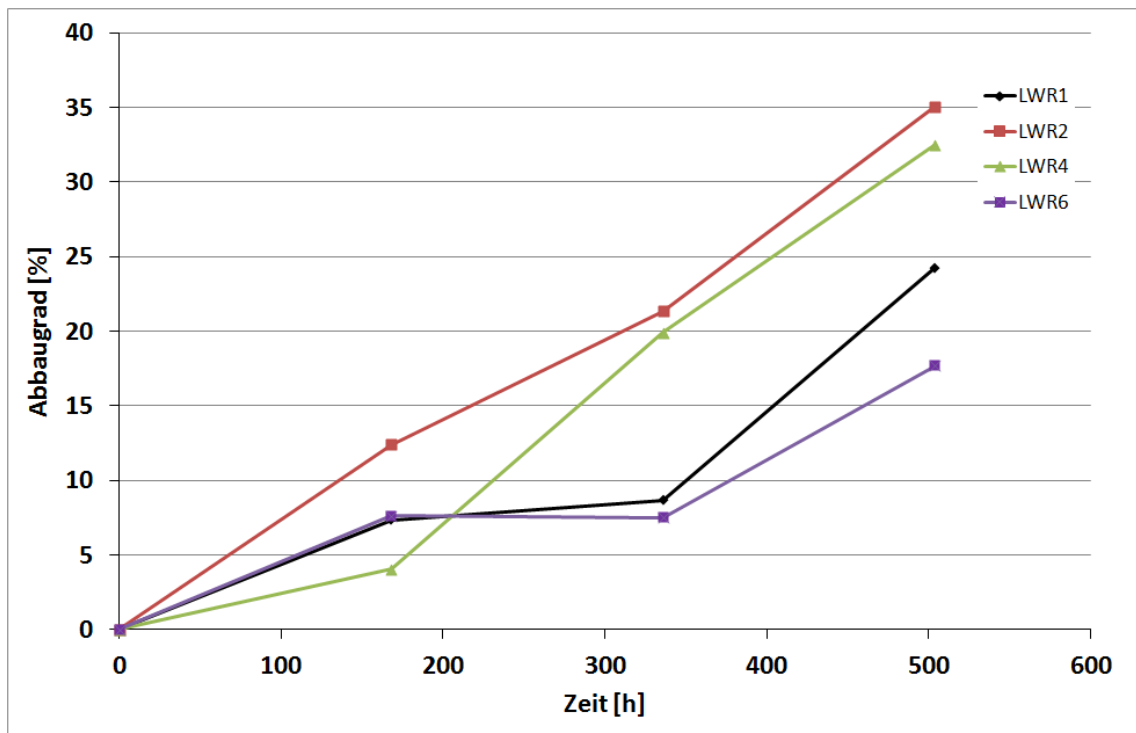


Abbildung 4.4: Abnahme des TOC über die Zeit der 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)

Tabelle 4.2 stellt unterschiedliche Korrelationen der Analyseergebnisse in Abhängigkeit der Belüftungsintensität dar. Eine signifikante Abhängigkeit ist nicht zu erkennen.

Tabelle 4.2: Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse der Versuchsreihen mit den 2l-Reaktoren (Modellsubstrat) in Abhängigkeit von der Belüftungsintensität

	LWR 1	LWR 2	LWR 4	LWR 6
CSB [mg/l] zu TOC [mg/l]	0,05	0,00	0,01	0,01
oTS [g] zu CSB [g]	0,34	0,19	0,22	0,37
oTS [g] zu TOC [g]	0,62	0,33	0,35	0,32

Im Anhang A.25 und A.26 sind die einzelnen Ergebnisse der Analysen des oTS, TOC und CSB dargestellt. Dabei sind zum einen der CSB über dem oTS und TOC über dem oTS aufgetragen. Es lässt sich dabei ein nicht-linearer Zusammenhang zwischen oTS und CSB aufgrund der Punktwolke vermuten. Es zeigt sich, dass Werte zwischen 8 g und 12 g oTS, Konzentrationen des CSB von etwa 3.000 mg bis 4.000 mg und 800 g bis 1.000 g ergeben.

Eine quantitative Bewertung der Abbauleistung in Abhängigkeit der Luftwechselrate bei dem Parameter oTS zeigt, dass die Abbauleistung bei einer Wechselrate zwischen 2 und 3 am höchsten ist. In Bezug auf den Parameter TOC ergibt sich der gleiche

4 Ergebnisse

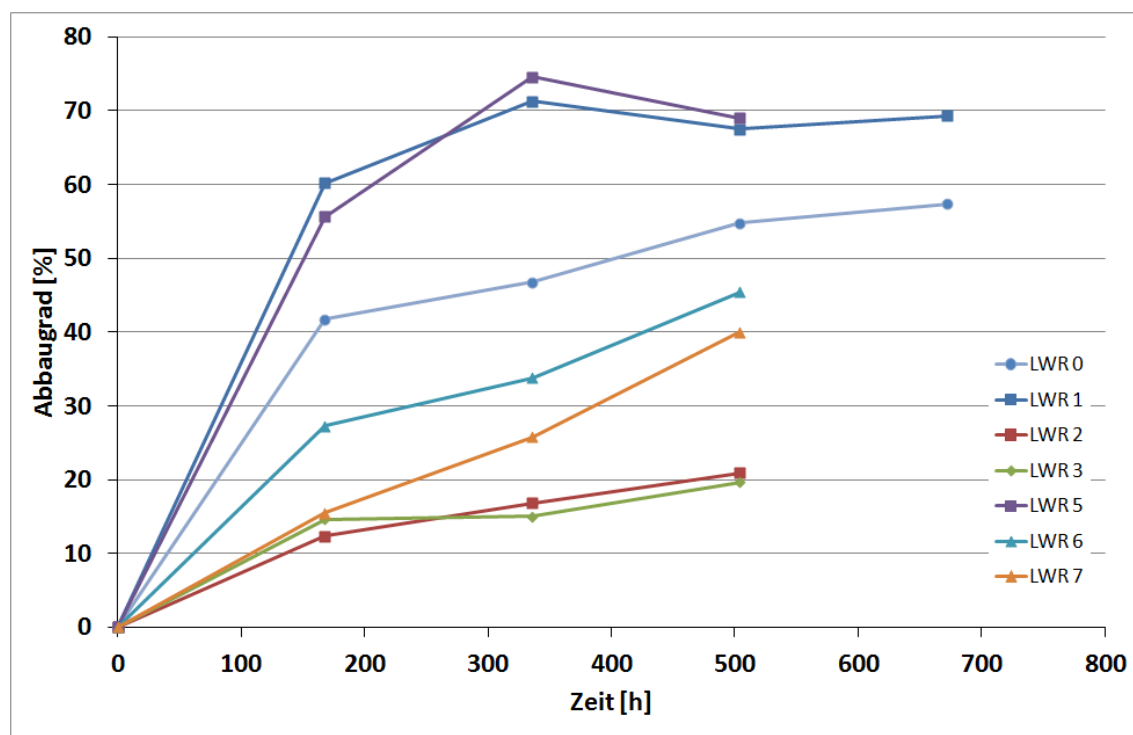


Abbildung 4.5: Abnahme des TOC über die Zeit der 2l-Reaktoren (Originalsubstrat)

Sachverhalt.

Ebenfalls sind im Anhang B.6 sämtliche Analyseergebnisse differenziert nach den Versuchsreihen dargestellt.

Originalsubstrat

In Tabelle 4.3 sind die Ergebnisse der linearen Regression sämtlicher Analysen der Versuchsreihen als Bestimmtheitsmaß dargestellt. Es zeigen sich keine signifikanten Abhängigkeiten. Lediglich zwischen der CSB-Konzentration und der CSB-Fracht ist eine bedingte Abhängigkeit mit einem Bestimmtheitsmaß R^2 von 0,90 erkennbar. Diese Abhängigkeit zeigt lediglich einen konstanten Trockensubstanzgehalt der Probe an, weil sich bei der Bestimmung des CSB darauf bezogen wird.

In Tabelle 4.4 sind die Ergebnisse der linearen Regression differenziert nach der Belüftungsintensität dargestellt. Es zeigen sich einige hohe bis sehr hohe Korrelationen auf. Eine signifikante Korrelation weist der Versuch LWR2 bei der Beziehung zwischen CSB und TOC auf. Eine leichte Korrelation zwischen CSB und TOC ist bei den Versuchen LWR0, LWR5 und LWR7 erkennbar.

Im Anhang A.23 und A.24 sind die Ergebnisse der Korrelationen der Frachten oTS zu TOC beziehungsweise oTS zu CSB dargestellt. Es sind keine linearen signifikanten Zusammenhänge erkennbar. Im Gegensatz zu den Ergebnissen aus den Versuchen mit dem Modells substrat sind lässt ausschließlich bei der Darstellung des CSB über

Tabelle 4.3: Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse der Versuchsreihen 2l-Reaktoren (original Substrat)

	TOC [mg/l]	oTS [g]	CSB [g]	TOC [g]
CSB_{korrr} [mg/l]	0,05	0,06	0,91	0,40
TOC [mg/l]		0,04	0,09	0,38
oTS [g]			0,19	0,07
CSB [g]				0,50

dem oTS eine Abhängigkeit feststellen. So würden 15 g bis 20 g oTS mit 2.000 mg bis 3.000 mg CSB in Relation stehen. Eine quantitative Bewertung der Abbauleistung in Abhängigkeit der Luftwechselrate bei dem Parameter oTS zeigt, dass die Abbauleistung bei einer Wechselrate zwischen 2 und 3 am höchsten ist. Bezüglich des Parameters TOC ergibt sich für einen Luftwechsel von 4 der höchste Abbaugrad.

Tabelle 4.4: Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse der Versuchsreihen 2l-Reaktoren (Originalsubstrat) in Abhängigkeit der Belüftungsintensität

	LWR 0	LWR 1	LWR 2	LWR 3	LWR 5	LWR 6	LWR 7
CSB / TOC	0,85	0,42	1,00	0,82	0,60	0,87	0,80
oTS / CSB	0,59	0,42	0,73	0,57	0,44	0,00	0,25
oTS / TOC	0,58	0,60	0,78	0,58	0,50	0,00	0,32

Für die Berechnungen der Korrelationen CSB zu TOC sind die Konzentrationen, für die Korrelationen oTS zu CSB, beziehungsweise oTS zu TOC sind die Massen herangezogen worden.

4.1.3 Stickstoffbilanz der Versuchsreihen

Modellsubstrat

Die Ergebnisse der Stickstoffbilanz sind im Anhang A.17 bis A.18 dargestellt. Die Zusammensetzung des anorganischen Stickstoffs ist zu Beginn (B) und zum Ende (E) des Versuchs dargestellt. Die drei Reaktoren zeigen in der Zusammensetzung des Stickstoffs zu Beginn des Versuchs eine Gemeinsamkeit auf. So sind bei der Versuchsreihe LWR1 und LWR6 Ammoniumonfrachten von circa 1 g zu erkennen, während Nitrat und Nitrit nur bedingt nachweisbar sind. Am Ende der Versuche ist mit Ausnahme der Versuche LWR6 (Reaktor 3) und LWR1 (Reaktor 1) Stickstoff in Form von Nitrat und Nitrit nachweisbar. Die Nitritfracht ist dabei überwiegend höher als die des Nitrats. In der Summe sind die Frachten der unterschiedlichen Stickstoffverbindungen mit Ausnahme des Versuchs LWR6 (Reaktor 3) insgesamt zu Beginn der Versuche höher als zum Ende.

4 Ergebnisse

Im Gegensatz dazu stehen die Ergebnisse der Stickstoffkonzentrationen zu Beginn der Versuchsreihen LWR2 und LWR4. Hier sind zunächst kaum Ammoniumfrachten nachweisbar. Die Nitritfrachten sind zu Beginn deutlich höher als die des Nitrats. Am Ende des Versuchs ist ausschließlich Nitrat nachzuweisen. Es fällt auf, dass die kumulierten Anteile der Stickstoffverbindungen zu Beginn etwas höher sind als am Ende des Versuchs. Der Versuch LWR4 des Reaktors 1 folgt dieser Tendenz nicht.

Originalsubstrat

Die Ergebnisse der Stickstofffrachten zu Beginn (B) und zum Ende (E) der Versuche sind im Anhang A.20 bis A.22 aufgeführt.

Mit Ausnahme der Versuchsreihe LWR5 sind zu Beginn der Versuche in den drei Reaktoren ausschließlich Ammoniumfrachten im Bereich von 0,5 g bis 1 g nachweisbar. Zum Ende der Versuche hingegen ist kein Ammonium mehr messbar, jedoch Nitrat und Nitrit, wobei die Nitritfrachten um ein Vielfaches höher sind als die Frachten an Nitrat. Die Summe der Stickstoffverbindungen sind im Vergleich zu Beginn des Versuchs fast grundsätzlich niedriger als zum Versuchsende. In Reaktor 1 ist diese Tendenz nicht zu erkennen.

Hemmung der Nitratation und der Nitritation (Modellsubstrat)

In Kapitel 4.2.4 und 2.2.4 ist die chemische Funktionsweise der Nitratation und Nitritation im Detail beschrieben. Im Anhang sind in den Abbildungen B.4 und B.3 die Ergebnisse der Berechnungen zu den unterschiedlichen Hemmwirkungen dargestellt. Eine Hemmung zu einem bestimmten Versuchszeitpunkt eingetreten ist mit einem „X“ gekennzeichnet.

Eine Hemmung der Nitritation ist bei keinem der durchgeführten Versuche festzustellen. Bei den Versuchen LWR1 und LWR2 ist über den gesamten Versuchszeitraum die Nitratation gehemmt, bei den Versuchen LWR4 und LWR6 ist diese Hemmung nicht über den gesamten Zeitraum zu beobachten. Eine vollständige Hemmung der Nitratation tritt bei den Versuchen LWR1 und LWR6 (teilweise) ein.

Hemmung der Nitratation und der Nitritation (Originalsubstrat)

In Tabelle B.4 sind bei den Versuchen, bei denen keine Hemmung vorhanden war die entsprechenden Zeilen entfernt worden.

Eine Hemmung der Nitritation ist nur bei Versuch LWR5 zum Teil erkennbar. Bei den Versuchen LWR0, LWR1, LWR2 und LWR3 ist sowohl eine Hemmung der Nitratation als auch eine vollständige Hemmung der Nitritation über den gesamten Versuchszeitraum eingetreten. Die Versuche LWR5, LWR6 und LWR7 weisen hingegen eine über den gesamten Zeitraum unvollständige Hemmung der Nitratation auf.

Aufhebung der Hemmwirkung durch ein geeignetes Puffersystem

Die Abbildung 4.6 zeigt den Zusammenhang zwischen dem zeitlichen Verlauf des pH-Wertes, der Zugabe von Kalk als Puffersystem und der Entwicklung der Ammonium- und Nitrat- sowie Nitritkonzentrationen. Nach circa 360 Stunden sinkt die NH_4 -Konzentration von 800 mg/l nach 504 Stunden Behandlungszeit unter die Nachweisgrenze ab. In diesem Zeitraum bildet sich Nitrit beziehungsweise Nitrat, welches schließlich eine maximale Konzentration von 670 mg/l beziehungsweise 200 mg/l nach 504 Stunden erreicht. Der pH-Wert sinkt dabei von 7,9 auf 6,4. Im folgenden Verlauf steigt der pH-Wert auf 6,8 an und sinkt schließlich wieder auf 6,4 ab. Nach der Zugabe von Kalk (Calciumcarbonat) ist ein Anstieg des pH-Werts auf 7,7 zu beobachten. Direkt nach der Zugabe von CaCO_3 sinkt die Konzentration des NO_2 stark von 700 mg/l auf 100 mg/l zum Versuchsende. Nachdem der pH-Wert von 7,7 erreicht worden ist, steigt die Nitratkonzentration von 200 mg/l auf 600 mg/l an. Als Puffer wurden circa 4 g CaCO_3 auf 2 Liter Substrat zugegeben. Die Bestimmung der Menge CaCO_3 erfolgte stöchiometrisch in Abhängigkeit von der Ammoniumkonzentration.

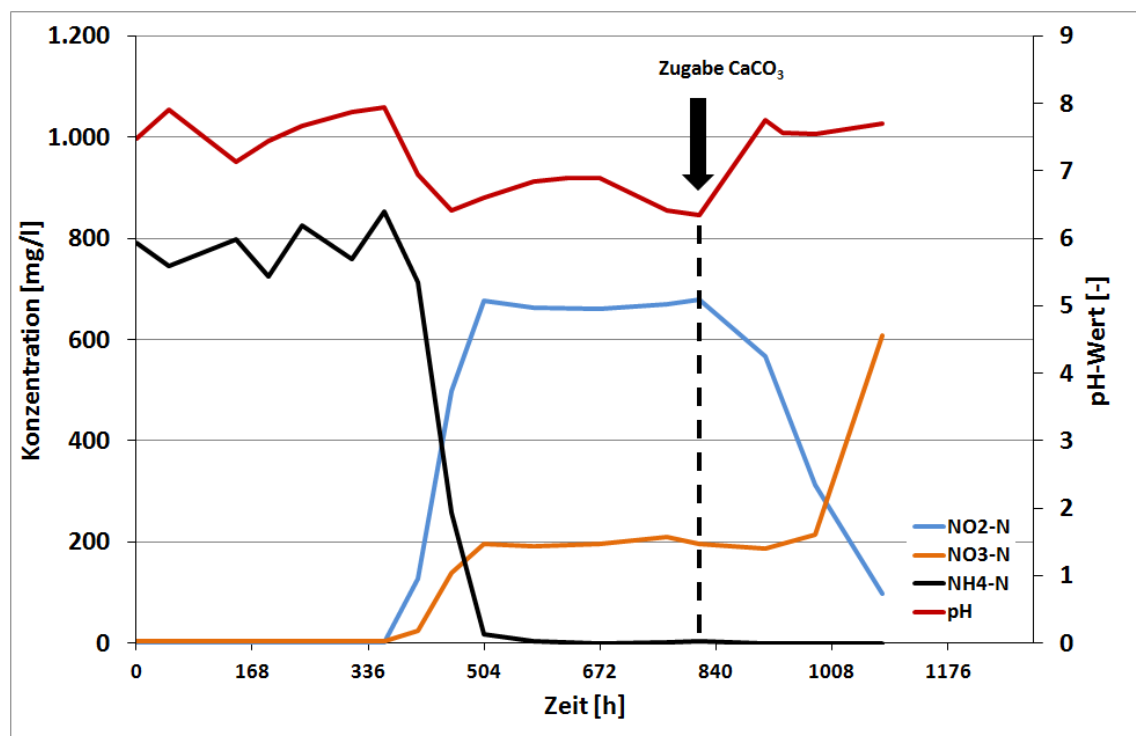


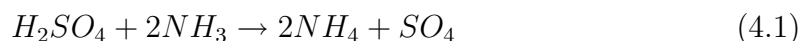
Abbildung 4.6: Darstellung der Pufferwirkung durch Zugabe von Kalk

Nachweis von Ammoniak in der Gasphase

Die Bestimmung luftbürtiger Emissionen war vielfach nicht möglich. Im volldurchmischten 10l-Reaktor sind daher Versuche durchgeführt worden, die eine Stickstoffbilanz in der flüssigen und der gasförmigen Phase zum Ziel hatten.

4 Ergebnisse

Das Originalsubstrat ist mit einer vierfachen Luftwechselrate belüftet worden, täglich sind Proben des Substrates genommen worden und der Ammonium-, Nitrat- und Nitritgehalt sowie der pH-Wert bestimmt worden. Die Abluft ist durch eine mit Schwefelsäure gefüllte Gaswaschflasche geleitet worden. In der Gasphase enthaltenes Ammoniak reagiert mit der Schwefelsäure (Prinzip des sauren Wäschers) nach Formel 4.1 zu Ammonium.



Zur Kontrolle sind Ammoniakmessungen mittels Gasmessröhrchen der Firma Dräger durchgeführt worden. Abbildung 4.7 zeigt den Verlauf der Ammoniumkonzentration und den pH-Wert im Substrat. Zudem sind die zeitlichen Verläufe der im Substrat reduzierten Ammoniumfracht (grün) und der in der Schwefelsäure ansteigenden Ammoniumfracht (rot) dargestellt. Der Verlauf der Frachten ist sehr ähnlich und es ergeben sich nach einer Versuchsdauer von 336 Stunden maximale Frachten von circa 7,3 g im Substrat und 7,4 g in der Schwefelsäure. Die Ammoniumkonzentration sinkt in 336 Stunden von circa 1.800 mg/l auf 1.000 mg/l. Der pH-Wert beträgt über die Dauer des Versuchs zwischen 9,0 und 9,2.

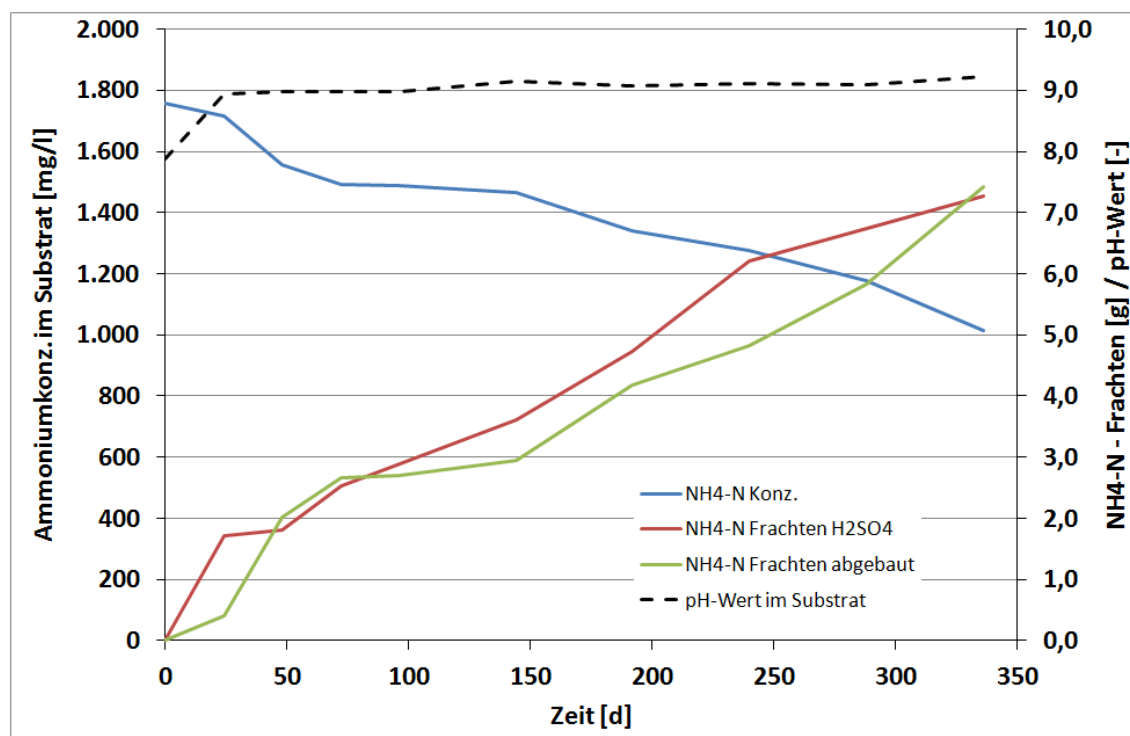


Abbildung 4.7: NH₃- und NH₄-Bilanz des Substrates

Mit einem Belüftungsvolumenstrom von 461/h, einer Behandlungszeit von 336 Stunden und der Ammoniumfracht in der Schwefelsäure von 7,27 g ergibt sich eine luft-

4.1 Ergebnisse der Versuche im Labormaßstab

bürtige Belastung von $0,47 \text{ g NH}_3/\text{m}^3$. Gasmessungen mit Dräger-Röhrchen haben Ammoniakkonzentrationen zwischen 0,8 und 1,0 Vol.-% ergeben. Die Umrechnung der gemessenen Konzentrationen in Massen erfolgte mit Hilfe der allgemeinen Gasgleichung nach den Gesetzen von Boyle Mariotte und Gay-Lussac nach Gleichung 4.2. Es ergeben sich Werte zwischen $0,36$ und $0,45 \text{ g NH}_3/\text{m}^3$.

$$p \cdot V = n \cdot R \cdot T \quad (4.2)$$

p	[bar]	Druck
V	[l]	Volumen
n	[mol]	Stoffmenge Molanzahl
R	[bar·l/K·mol]	Gaskonstante 0,0831
T	[K]	Temperatur

Wechselwirkungen von pH-Wert, Stickstoffkonzentrationen und CO₂-Emissionen

In der Abbildung 4.8 ist der pH-Wert, die in der Abluft gemessenen CO₂ Emissionen sowie die Nitrat- und Nitritkonzentrationen in Abhängigkeit von der Zeit dargestellt. Zu Beginn des Versuchs sinkt der pH-Wert auf 6,8 ab, um anschließend bis zu einer Versuchsdauer von circa 300 Stunden auf über 7,5 anzusteigen. Anschließend sinkt der pH-Wert bis zum Versuchsende auf 6,3 ab. Mit sinkendem pH-Wert nimmt die Nitrit- und Nitratkonzentration zu. Die Nitratkonzentration steigt dabei auf Werte zwischen 36 mg/l und 58 mg/l an. Die Nitritkonzentration steigt auf 128 mg/l bis circa 300 mg/l an. Die CO₂-Konzentration verläuft über die Versuchsdauer parabelförmig. So sind zu Beginn Konzentrationen zwischen 0,62 Vol.-% beziehungsweise 3,5 Vol.-% und zum Ende zwischen 1,3 Vol.-% beziehungsweise 1,4 Vol.-% bestimmt worden. Zur Hälftes des Versuchs erreichen die Konzentrationen ihr Minimum von 0,1 Vol.-% beziehungsweise 0,4 Vol.-%.

4.1.4 Darstellung ergänzender Ergebnisse zur Sauerstoffversorgung des Substrates

Sauerstoffübergangskoeffizient (K_{La}-Wert)

Abbildung 4.9 zeigt die gemessenen Sauerstoffübergangskoeffizienten K_{La} in Abhängigkeit von der Belüftungs- und Durchmischungsintensität. Der K_{La}-Wert steigt mit zunehmender Belüftungs- und Durchmischungsintensität an. So werden bei einer Durchmischung von 250 U/min K_{La}-Werte zwischen 0,42 1/h und 1,28 1/h, bei 500 U/min zwischen 0,79 1/h und 1,76 1/h erreicht. Der Anstieg erfolgt dabei nur bedingt gleichmäßig linear. Bei einer Durchmischungsintensität von 250 U/min zeigt sich ein gleichmäßiger linearer Anstieg zwischen den Luftwechselraten 21/h bis 81/h, anschließend erhöht sich die Steigung etwas bis zur Luftwechselrate 121/h, um schließlich wieder leicht abzufallen. Demgegenüber stehen die Ergebnisse aus den

4 Ergebnisse

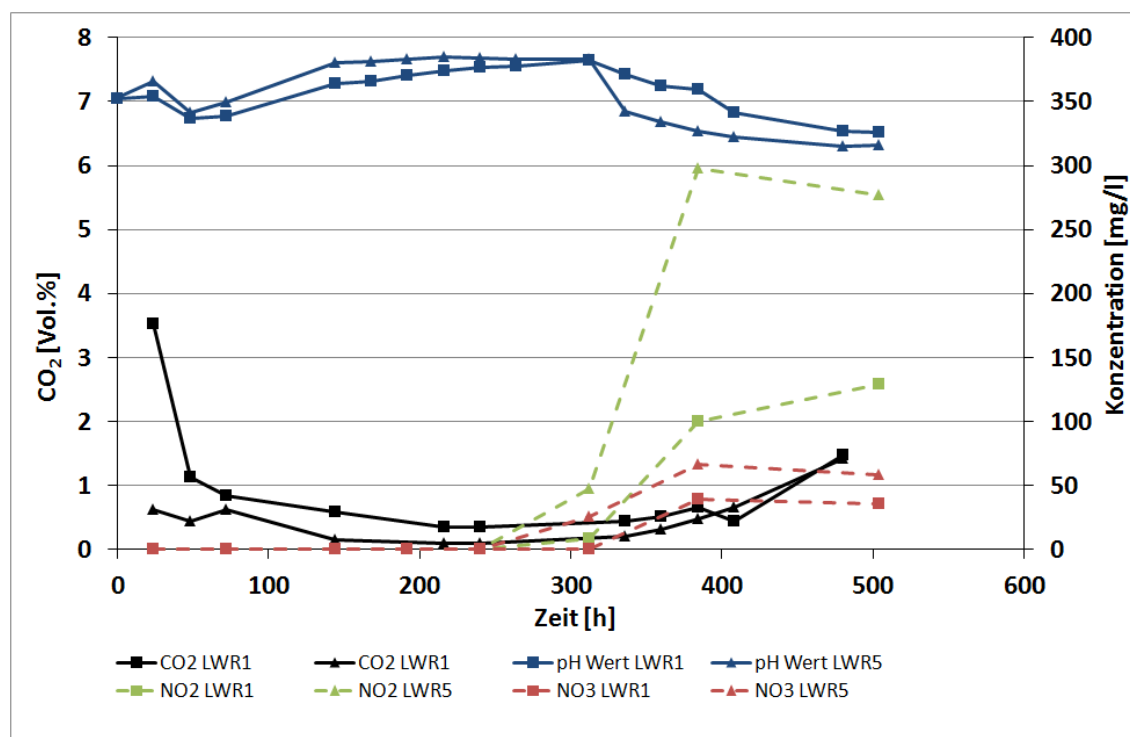


Abbildung 4.8: Darstellung der CO₂-Emissionen, des pH-Werts und der Stickstoffkonzentrationen im 2l-Reaktor

Versuchen mit einer Durchmischungsintensität von 500 U/min. Die Messwerte steigen zunächst steil an, flachen etwas ab, um zwischen den Werten 12l/h bis 16l/h wieder vergleichsweise steiler anzusteigen.

In den Abbildungen 4.10 A und B sind die gemessenen Sauerstoffkonzentrationen zur Bestimmung des KLa-Wertes als Funktion der Zeit und der Belüftungsintensität aufgetragen. Abbildung 4.10 A zeigt dabei die Konzentrationen bei einer Durchmischungsleistung von 250 U/min und B von 500 U/min. Bei einer Belüftungsrate von 12, 14 und 16l/h steigt die Sauerstoffkonzentration relativ gleichmäßig bis zu einem Wert von circa 7,0mg/l an. Bei Belüftungsraten unter 12l/h steigt die O₂-Konzentration im Verhältnis zur Zeit deutlich geringer an. Hier gilt: je geringer die Belüftungsintensität, je niedriger der Anstieg und die Sättigungskonzentration. Die gleiche Tendenz findet sich auch bei den Versuchen mit einer Durchmischung von 500 U/min wieder. Die Sättigungskonzentration bei Belüftungsraten von 12, 14 und 16l/h liegt hier höher bei etwa 8,0 mg/l. Nach dem Gesetz von Henry-Dalton beträgt die maximal erreichbare Konzentration unter den Versuchsbedingungen (Temperatur 16-17 °C / Medium Wasser) 10 mg/l bis 11 mg/l.

Sauerstoffbedarf in Abhängigkeit von der Abbauleistung

In Abbildung 4.11 ist der theoretische Luftbedarf in Abhängigkeit von der Belüftungsrate und der Zeit auf Grundlage der Ergebnisse des Abbaus der organischen

4.1 Ergebnisse der Versuche im Labormaßstab

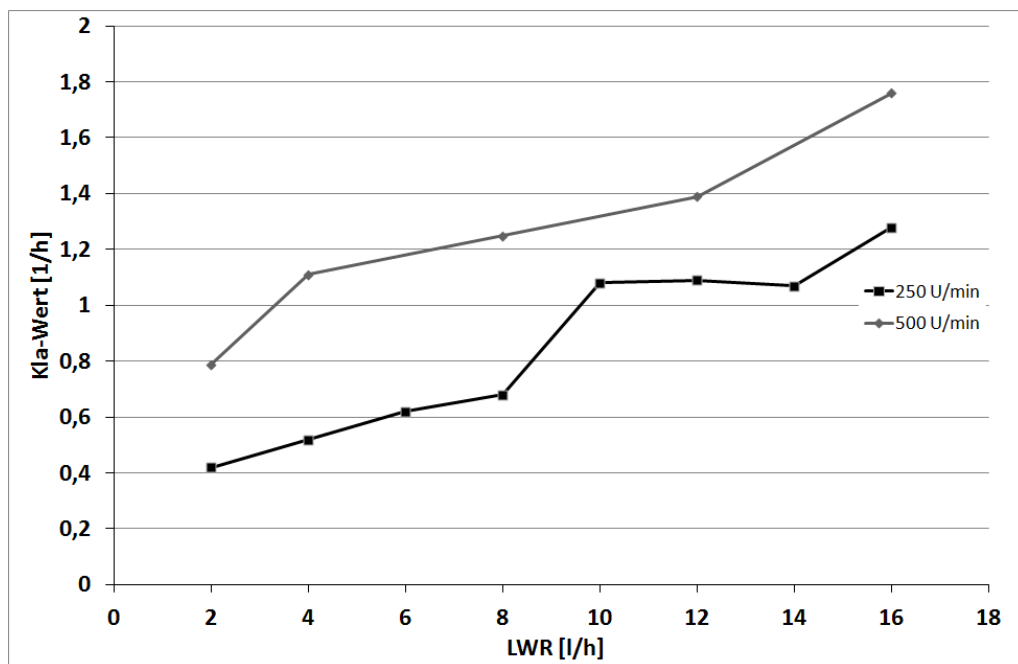


Abbildung 4.9: Kla-Wert in Abhängigkeit der Belüftungs- und Durchmischungsintensität

Substanz aus Kapitel 4.1.1 dargestellt. Die Berechnung erfolgte stöchiometrisch über den zeitlichen Verlauf des oTS-Abbaus und bezieht auch den Sauerstoffverbrauch durch den Abbau beziehungsweise die Umwandlung des Ammoniums mit ein. Der O_2 -Ausnutzungsgrad wurde auf Basis von Literaturdaten aus Stockinger (2004) und unter Berücksichtigung, dass der Ausnutzungsgrad aufgrund des Diffusionskoeffizienten von Sauerstoff in Wasser in der flüssigen Phase niedriger ist als von Sauerstoff in Luft bei der Kompostierung, optimistisch auf 3 % geschätzt.

Zunächst wurde aufgrund einer geringen Datendichte des oTS-Abbaus unter Zuhilfenahme der Software CurveExpert Professional V1.5 die Gleichung für den Abbau

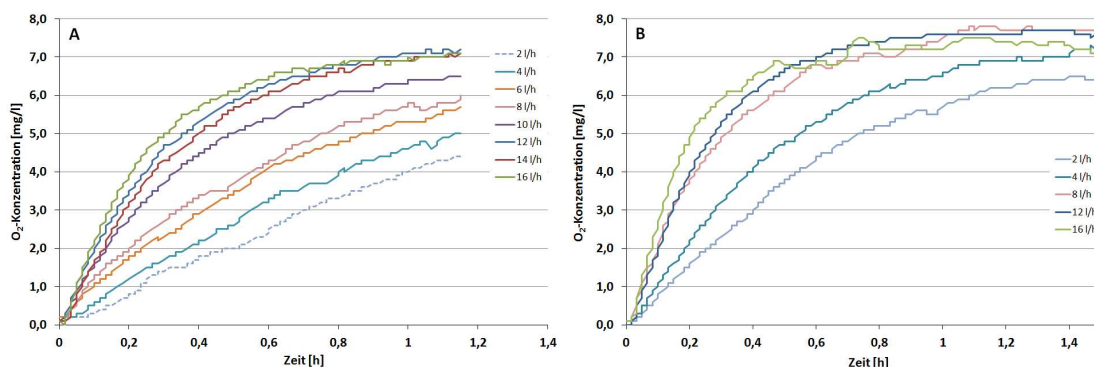


Abbildung 4.10: Sauerstoffkonzentration in Abhängigkeit von der Belüftungs- und Durchmischungsintensität

4 Ergebnisse

bestimmt.

Es zeigt sich, dass unabhängig von der Belüftungintensität der theoretisch ermittelte Sauerstoffbedarf durch die angelegte Luftbeaufschlagung (LWR) zu Beginn nicht abgedeckt wird. Der Versuch LWR4 benötigt zu Beginn mehr Sauerstoff. Im Vergleich etwa drei Mal soviel wie die übrigen Versuche. Der theoretisch bestimmte notwendige Luftbedarf des Versuchs LWR1 ist während der gesamten Versuchsdauer größer als das vorhandene Sauerstoffangebot. Am Ende der Versuchsreihe sinkt der Luftbedarf in Abhängigkeit der Versuchsreihe zwischen 0 l/h (LWR4) auf maximal 2,2 l/h (LWR1).

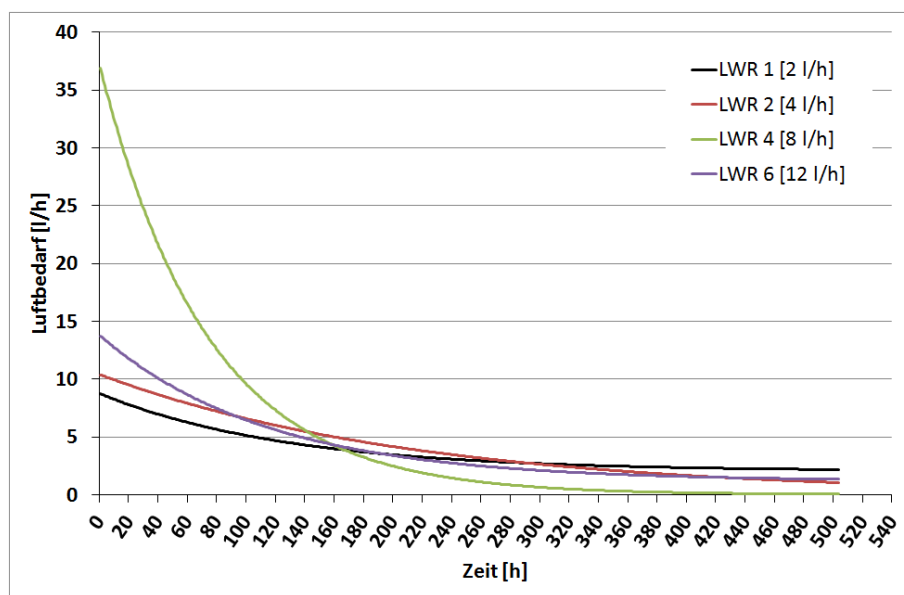


Abbildung 4.11: Theoretischer Luftbedarf in Abhängigkeit vom oTS-Abbau (Modell-Substrat)

Theoretische Verweilzeit der Luftblasen im Reaktor

In Abhängigkeit vom Blasendurchmesser kann die Aufstiegsgeschwindigkeit der Luftblasen und somit die theoretische Verweilzeit bestimmt werden (vergleiche Kapitel 2.2.5). Durch das gewählte Belüftungssystem (vergleiche Kapitel 3.2) ist der Durchmesser der Blasen optisch auf etwa 1 mm abzuschätzen. Die Aufstiegsgeschwindigkeit ist nach Fleischer (2001) mit circa 15 cm/s anzusetzen. Der Aufstiegsweg beträgt innerhalb des 2l-Versuchsreaktors bis zur Substratoberfläche 11 cm. Die Zeit für den direkten Aufstieg würde demnach 0,7 s betragen.

4.1.5 Untersuchungen zur thermischen Energieentwicklung

Der aerobe Abbauprozess ist ein exothermer Vorgang, welcher unter anderem Energie in Form von Wärme freisetzt. Dies führt bei der Kompostierung zur Erhitzung

4.1 Ergebnisse der Versuche im Labormaßstab

der Mieten. Die Steuerung der Temperatur erfolgt aktiv über die Belüftung (Verdampfungsenthalpie) oder passiv durch Umsetzen der Miete (vergleiche Kapitel 2.2 und 2.3). Bei der aeroben Stabilisierung in der flüssigen Phasen der betrachteten Behandlungsanlage sind ebenfalls Selbsterhitzungsprozesse zu erkennen. Im Gegensatz zur Kompostierung sollte die Temperatur im Becken nicht höher als 40 °C sein, weil sonst der Stickstoffabbau gehemmt wird (vergleiche Kapitel 2.2) und der Sauerstoffsättigungsgrad des Substrates sinkt.

Die Untersuchungen zur Bestimmung der Selbsterhitzung wurden in einem DEWAR-Gefäß durchgeführt, dessen Füllvolumen circa 1,2 Litern betrug. Der Lufteintrag erfolgte durch eine Aquariumpumpe über einen Sprudelstein geringer Porosität, zur Bildung feiner Blasen. Die Temperatur des Substrates und der Umgebungsluft wurden durch T100-Sonden aufgenommen, die an einen Datenlogger angeschlossen waren.

Die Abbildung 4.12 zeigt die Temperaturentwicklung des Versuchssubstrates (Fermenter-Output) nach Zugabe unterschiedlicher Stoffe wie Glucose, Cellulose und aufkonzentrierter Schlamm aus dem Fermenter.

Die Zugabe von 20 g Glucose führt zu einem kontinuierlichen Temperaturanstieg auf circa 28 °C nach 70 Stunden Versuchsdauer. Anschließend fällt die Temperatur auf etwa 26 °C ab, um schließlich nach 126 Stunden um 1 °C anzusteigen und dann bis zum Versuchsende stetig abzusinken.

Die Zugabe von 88 g Fermenterschlämm zeigt bis zu einer Versuchsdauer von 50 Stunden zunächst keinen Anstieg der Temperatur. Nach Zugabe von 20 g Glucose steigt die Temperatur nach circa 100 Stunden auf 28,7 °C an und sinkt anschließend auf ein Niveau von 23 °C Grad ab. Die Umgebungstemperatur wurde bei diesen Versuchen händisch aufgenommen. Es ist somit nicht auszuschließen, dass die Raumtemperaturen etwas höher sind als dargestellt.

Durch die Zugabe von 20 g Cellulose zeigt sich bis zum Versuchsende nach 150 Stunden keine Erhöhung der Temperatur im Substrat.

In der nachfolgenden Abbildung 4.13 ist die Flächenzahl eines LangzeitVersuchs dargestellt, bei dem sukzessiv die Konzentration von Glucose erhöht worden ist, um den Einfluss der Glucosekonzentration auf die thermische Energieentwicklung bestimmen zu können. Die Flächenzahl ist die Differenz der Flächen unter der Temperaturkurve des Substrates beziehungsweise der Umgebungstemperatur und somit ein Maß für die freigesetzte Energie in Form von Wärme durch den aeroben Abbau der Glucose. Die stöchiometrische Berechnung des Abbaus von Glucose ergibt bei einem Liter Versuchssubstrat bei einer Zugabe von 1 g Glucose eine BSB₅-Konzentration von 1.000 mg/l; eine Zugabe von 2 g verdoppelt die Konzentration entsprechend.

Die Flächenzahl steigt mit zunehmender Glucosekonzentration an, nimmt jedoch bei einer Zugabe von 14 g Glucose wieder etwas ab. Eine deutliche Erhöhung der Flächenzahl ergibt sich ab einer Zugabe von 4 g Glucose. Im Anhang A.6 ist der Temperaturverlauf des Substrates in Abhängigkeit von der Zugabe von Glucose dargestellt. Diese Daten waren Grundlage zur Bestimmung der Flächenzahl. Zudem ist die freigesetzte Energie aufgetragen, welche ersatzweise über die Wärmekapazität des

4 Ergebnisse

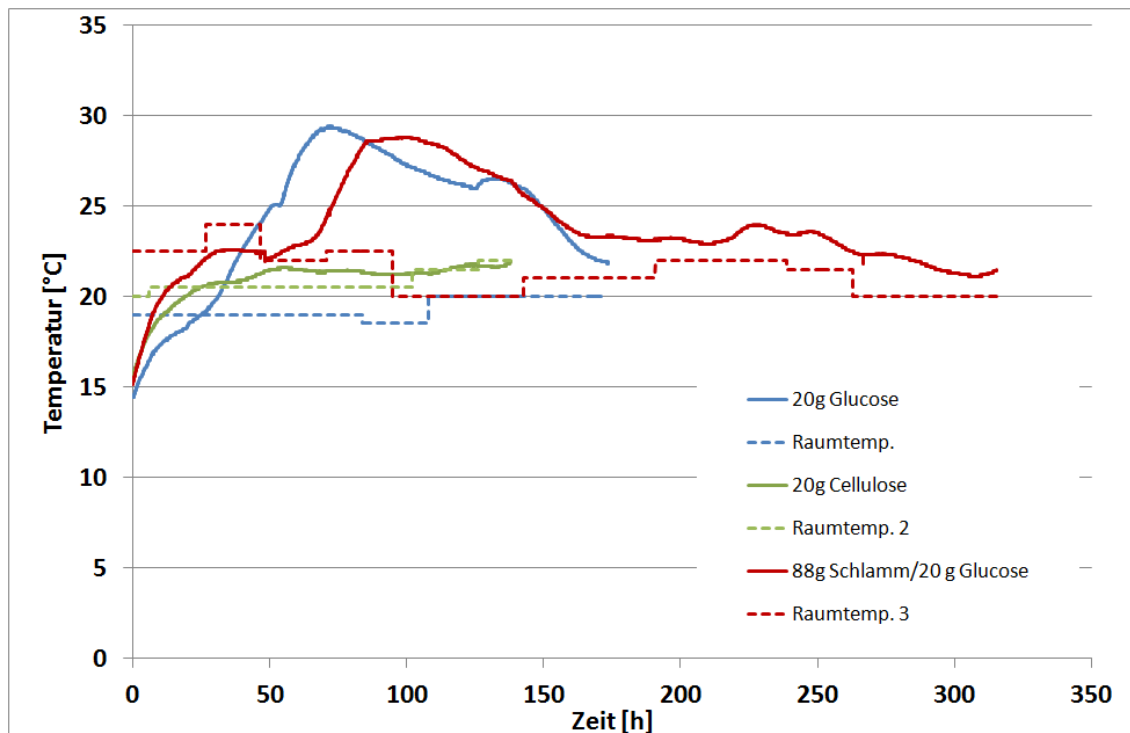


Abbildung 4.12: Temperaturentwicklung des Substrates nach Zugabe organischer Substanzen

Wassers errechnet wurde. Die Werte gelten hier für den spezifischen Zeitraum von 2 Minuten (Intervall der Datenaufnahme). In diesem Zeitraum würde man anhand der Temperaturdifferenz die entsprechende Energie zur Erhitzung des Substrates aufwenden müssen.

4.1.6 Ergebnisse begleitender Prozessparameter

pH-Wert Messungen des Originalsubstrates

Die Ergebnisse der pH-Wert Messungen sind im Anhang A.13 als Mittelwerte aus 3 Parallelansätzen dargestellt. Der pH-Wert des Versuchs LWR0 bleibt über die Versuchszeit konstant. Die pH-Werte der Versuchsreihen LWR1 und LWR5 sinken zunächst leicht ab, steigen anschließend auf Werte größer als 7,5 an und fallen auf dann auf unter 6,5 beziehungsweise 6,0 ab. Die Messungen der übrigen Versuche zeigen tendenziell ähnliche Verläufe.

Temperaturmessungen des Originalsubstrates

Einige Versuche zeigen über die Dauer konstante Temperaturen des Substrates bei circa 35°C, was aufgrund der voreingestellten Temperatur der installierten Heizung zu erwarten ist. Aufgrund technischer Probleme mit der Heizung sind bei einigen

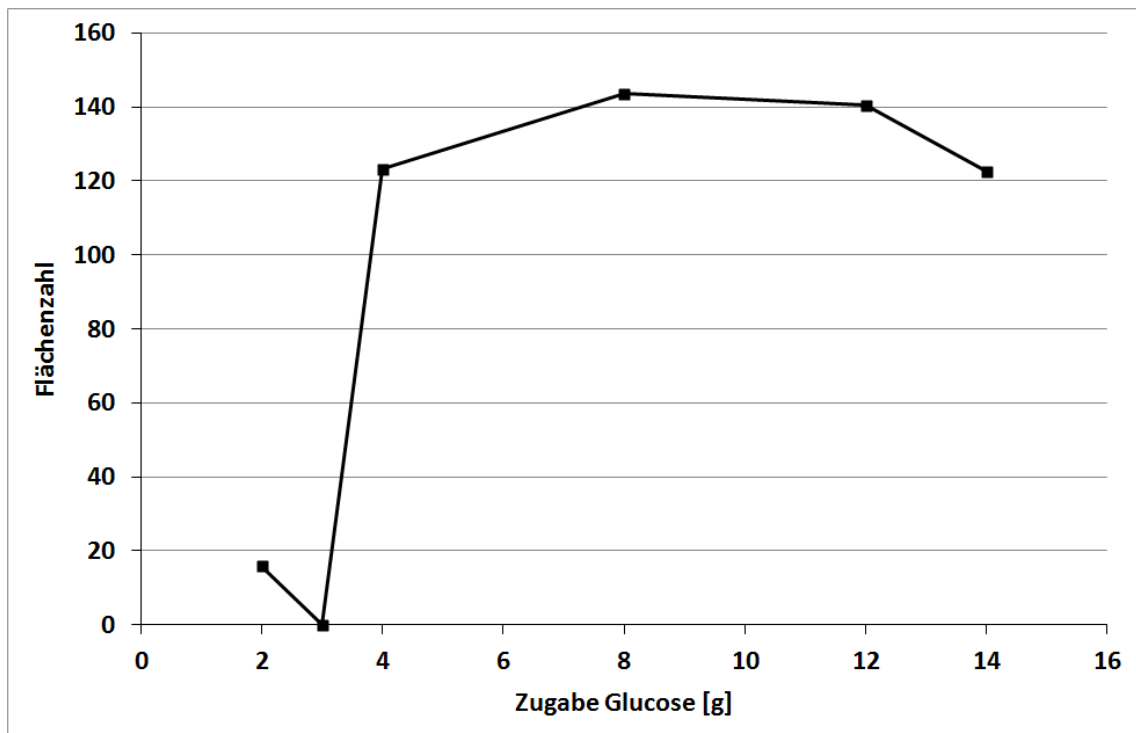


Abbildung 4.13: Darstellung der Selbsterhitzung des Substrates anhand der Flächenzahl

Versuchen Abweichungen zu erkennen. Die Ergebnisse der Messungen sind im Anhang A.14 dargestellt.

pH-Wert Messungen des Modellsubstrates

Die pH-Wert Messungen zeigen tendenziell zunächst ein leichtes Absinken, anschließend steigt der pH-Wert wieder an, um schließlich nach circa 350 bis 400 Stunden deutlich abzusinken. Danach steigt der pH-Wert wieder leicht an. Die Ausnahme bildet die Versuchsreihe LWR2. Nach einer leichten Absenkung des pH-Wertes steigt dieser an und bleibt nach circa 400 Stunden nahezu konstant bei etwa 8,9. Die Darstellung der Messkurven ist im Anhang A.15 zu finden.

Temperaturmessungen des Modellsubstrates

Die Ergebnisse der Temperaturmessungen sind im Anhang A.16 dargestellt. Der Verlauf der Messkurven ist nahezu konstant und aufgrund der voreingestellten Temperatur durch die Heizung erwartungsgemäß.

4.1.7 Auswertung der Ergebnisse im Labormaßstab

Einfluss der Belüftungsintensität auf die Abbauleistung der oTS, sowie der Abnahme von CSB und TOC

Unabhängig vom verwendeten Versuchssubstrat sind zum Ende der Versuchsreihen sehr große Streuungen des Abbaugrades zu erkennen. Grundsätzlich ist davon auszugehen, dass die Unterschiede in der Abbauleistung aus der inhomogenen Zusammensetzung des Substrates hervorgerufen werden. Beispielsweise wird über den Anlageninput nicht ständig und in gleicher Masse Bioabfall in den Prozessstrom eingebracht. Dadurch ergeben sich auch in der biochemischen Zusammensetzung des Outputs der Vergärung beziehungsweise Inputs der Aerobisierung erhebliche Unterschiede (vergleiche Tabellen 3.1 und 3.2), so dass die Randbedingungen zu Beginn der Versuche untereinander nur bedingt vergleichbar sind. Der zeitliche Verlauf des Abbaus der organischen Substanz (oTS) und die Abnahme des TOC beziehungsweise CSB weisen grundsätzliche Differenzen auf. Während der Abbau der organischen Substanz (oTS) zu Beginn stark ansteigt und im weiteren Verlauf sich kaum verändert, also einem eher konstanten Verlauf gleicht, ist der Verlauf der Abnahme des TOC beziehungsweise CSB (vergleiche zum Beispiel Abbildung 4.4) eher linear und steigt deutlich langsamer mit der Zeit an.

Obwohl das Substrat bereits 21 Tage im Fermenter anaerob behandelt worden ist, ist aufgrund der hohen biologischen Aktivität (vergleiche Kapitel 3.5, Abbildung 3.6) zunächst davon auszugehen, dass der Parameter oTS innerhalb der Versuchsdauer von circa 500 Stunden die noch vorhandenen mittel- bis leichtabbaubaren Substanzen beschreibt. Die Reaktionsgeschwindigkeit ist daher zu Beginn höher, was den stärkeren Anstieg in der Abbauleistung bewirkt. Bei einigen Versuchen ist ein „negativer“ Abbau zu verzeichnen. Dieser resultiert aus der Mittelwertbildung und den hohen Schwankungen der einzelnen Versuchsergebnisse (vergleiche Kapitel 3.5).

Die Summenparameter TOC und CSB spiegeln den zeitlichen Verlauf entsprechend eher mittel- bis schwerabbaubarer Komponenten der organisch abbaubaren Komponenten wieder. Die Versuche haben gezeigt, dass nach einer Versuchsdauer von circa 500 Stunden der TOC- beziehungsweise CSB-Abbau nicht zum Erliegen gekommen ist. Die für die Mikroorganismen im bestehenden Versuchszeitraum zugängliche leicht- bis mittelabbaubare organische Substanz, gemessen als oTS, ist offensichtlich bereits nach einer Dauer von circa 350 Stunden nahezu abgebaut.

Die Versuche mit dem Modellsubstrat konnten keine weiteren Zusammenhänge zwischen Belüftungsintensität und Abbauleistung zeigen. Cellulose gilt als relativ gut abbaubar ist aber schwer zugänglich für die Mikroorganismen, weil es nicht löslich ist (vergleiche Tabelle 2.2). Aus der Bestimmung des TOC und CSB sind Einflüsse spezifischer mikrobiologischer Prozesse nicht direkt abzuleiten, weil es sich um Summenparameter handelt. Die vergleichsweise geringere Abnahme des TOC gegenüber der Versuchsreihe des Originalsubstrats kann durch die Zugabe von Cellulose ausgelöst worden sein. Jedoch müsste sich das Maß chemisch oxidierbarer Stoffe (CSB) ebenfalls reduzieren, weil ein geringeres Oxidationspotenzial vorhanden wäre.

Korrelation der Analyseergebnisse

Die lineare Regression der Parameter oTS, TOC und CSB haben keine signifikanten Ergebnisse für die Versuche mit dem Modellsubstrat erbracht. Zu erwarten gewesen wäre ein kausaler Zusammenhang zwischen den Summenparametern CSB und TOC, weil die Oxidation des gemessenen organischen Kohlenstoffs anteilig den Verbrauch chemischen Sauerstoffs bedingt. In diesem Kontext soll unter anderem auf die Abweichungen der Messergebnisse bei der Bestimmung der Parameter TOC beziehungsweise CSB (vergleiche Kapitel 3.6.1) und die Relevanz der Durchführung der Probenahme (vergleiche Kapitel 3.6.3) hingewiesen werden. Durch das sehr geringe Probenvolumen wurde eine inhomogene Zusammensetzung der Probe eher begünstigt. Eine Erhöhung des Volumens war aber aufgrund des Gesamtvolumens der Reaktoren von 2 Litern nicht möglich, weil sich sonst die Randbedingungen (zum Beispiel Verhältnis Oberfläche/Reaktorhöhe) zu sehr verändert hätten.

Korrelationen zwischen oTS und CSB beziehungsweise TOC lassen bei den Versuchen mit dem Originalsubstrat einen nicht-linearen Zusammenhang mit sehr hoher Schwankungsbreite erkennen. Nach Kraschon (1994) ist aufgrund der hohen Standardabweichungen bei der Bestimmung der Parameter TOC und oTS ein linearer Zusammenhang nicht zwangsläufig zu erwarten. Werden die Korrelationen nach den Versuchsreihen differenziert, sind zum Teil einzelne Korrelationen zwischen CSB und TOC erkennbar. In diesem Fall sind mit hoher Wahrscheinlichkeit homogen durchmischte Proben entnommen worden. Im Vergleich zum Gärrest wurde bei den Versuchen mit dem Modellsubstrat gezeigt, dass die Parameter oTS und TOC bei einer Luftwechselrate von 2 und 3 die höchsten Abbauleistungen erzielt werden. Kleinere Luftwechsel bedingen aufgrund einer möglichen Sauerstoffunterversorgung geringere Abbauleistungen. Hohe Luftwechsel über dem Wert 3 führen dabei offensichtlich zu keiner vergleichsweise günstigeren Sauerstoffversorgung, so dass folglich die Abbauleistung geringer ist. Eine ähnliche Tendenz ist bei den Versuchen mit dem Originalsubstrat nicht zu erkennen, was auf die inhomogene Zusammensetzung zurückzuführen ist.

Stickstoffbilanz

Die Ergebnisse der Stickstoff-Analysen zeigen zusammenfassend einen unvollständigen Ammonium-Abbau und eine unvollständige Oxidation zu Nitrat und Nitrit. Durch den Abbau des Ammoniums werden Wasserstoffionen gebildet, die ein Absinken des pH-Wertes bewirken. Durch ein unzureichendes Puffersystem wird die Bildung salpetriger Säure begünstigt und die Oxidation des Ammoniums kommt zum Erliegen. (vergleiche Kapitel 2.2.4).

Der Einsatz eines geeigneten Puffersystems zeigt, dass die Nitrifikation nach der Stabilisierung des pH-Wertes ungehemmt ablaufen kann und hohe Ammoniumkonzentrationen von bis zu 500 mg/l innerhalb weniger Tage abgebaut werden. Somit ist nicht anzunehmen, dass weitere hemmende Einflussfaktoren (vergleiche Kapitel 2.2.2), wie beispielsweise Schwermetalle, Pestizide, Antibiotika oder eine fehlende

4 Ergebnisse

Kohlenstoffquelle die Nitrifikation beeinflusst.

Vielfach zeigte sich ein verzögerter Beginn des Ammoniumabbaus. Die Reduktion des Ammoniums begann dabei frühestens nach etwa 168 Stunden. Dies ist auf ein Defizit der Bakterienmasse an Nitrifikanten (*Nitrobacter*, *Nitrosomonas* etc.) zurückzuführen, die sich zunächst bilden muss. Klärwerke aus der Siedlungswasserwirtschaft arbeiten deshalb nach dem Prinzip der Schlammrückführung, um einen entsprechenden Bakterienstamm zu bilden und das Schlammalter zu steigern. Durch die Aufkonzentration der Bakterienmasse wird die Abbauleistung des Ammoniums deutlich steigert (vergleiche Kapitel 2.4).

Zudem sind Ergebnisse der CO_2 -Emissionen, dem pH-Wert sowie Nitrat- und Nitritkonzentrationen gegenübergestellt worden. Die zu Versuchsbeginn ansteigenden CO_2 -Konzentrationen sind auf das Austreiben des Kohlenstoffs aus der Lösung durch die Belüftung zurückzuführen. Wie bereits in Kapitel 4.1.1 gezeigt, sind nach etwa 200 Stunden vorhandene leichtabbaubare Komponenten weitestgehend abgebaut; somit sinkt die CO_2 -Konzentration auf ein Minimum, weil durch die aerobe Reaktion kein Kohlenstoff mehr freigesetzt wird und sich die Bakterienzahl nicht weiter erhöht. Der pH-Wert sinkt ab einer Versuchsdauer von circa 300 Stunden durch die ungepufferte Ammoniumoxidation in den sauren Bereich (Nitrat und Nitrit werden gebildet). Durch die pH-Wert-Verschiebung wird CO_2 in die Abluft ausgetragen, weil sich das Carbonat-Kohlensäure-Gleichgewicht in Richtung der Kohlensäure verschiebt.

Versuche zur Bestimmung des Ammoniakgehaltes in der Abluft haben gezeigt, dass aufgrund der Erhöhung des pH-Wertes in den alkalischen Bereich sich das Dissoziationsgleichgewicht zugunsten des Ammoniaks verschiebt. Für einen pH-Wert von 7,0 würde sich ein $\text{NH}_4:\text{NH}_3$ Verhältnis von 99:1 ergeben. Die Verschiebung des pH-Wertes auf beispielsweise 9,0 würde ein entsprechendes Verhältnis von 70:30 bewirken. Die Bilanz bestätigt die Theorie und hat ergeben, dass die Anteile des abgebauten Ammoniums nahezu komplett in die Gasphase als Ammoniak übergehen.

Sauerstoffversorgung des Substrates

Die Ergebnisse zur Bestimmung des Kla -Wertes entsprechen den in der Literatur zu erwartenden Tendenzen. Eine hohe Durchmischungsintensität und Belüftungsrate führt zum Anstieg des Kla -Wertes. Im Umkehrschluss wird dadurch eine Verringerung der Schichtdicke der Flüssigkeitsgrenzfläche erreicht, was zu einer Abnahme des Diffusionswiderstandes führt und somit den Eintrag des Sauerstoffs in die flüssige Phase begünstigt beziehungsweise verbessert (vergleiche Kapitel 2.2.5).

In Abhängigkeit vom Abbau der organischen Trockensubstanz wurde der theoretische Luftbedarf errechnet. Die Ergebnisse haben gezeigt, dass die Versorgung der Mikroorganismen mit Sauerstoff zu Beginn nicht gewährleistet worden ist, das heißt eine Unterversorgung in den ersten 100 Stunden nicht auszuschließen ist.

Bedingt durch die Bauform des 2l-Reaktors ergibt sich ein ungünstiges Verhältnis von Reaktorhöhe zu -durchmesser, welches die Verweilzeit der Luftblasen mit dem Substrat negativ beeinflusst. Die Durchmischung bewirkt jedoch einen spiralförmigen

4.2 Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab

gen Aufstiegsweg, welcher die Verweilzeit verlängern dürfte. Der durch das Belüftungssystem bedingte geringe Blasendurchmesser (circa 1 mm), verursacht durch die relativ starre Oberfläche eher kleine Stoffübergänge und verringert somit den Klawert.

Thermische Energieentwicklung

Die Untersuchungen zur Selbsterhitzung des Substrates zeigen eine deutliche Erhöhung der Temperatur nach der Zugabe von Glucose in unterschiedlichen Konzentrationen. Erwartungsgemäß hat die durch den exothermen aeroben Abbauprozess der Glucose freigesetzte Energie das Substrat in dem isolierten DEWAR-Gefäß erhitzt. Aus den Messwerten geht kein Zusammenhang hervor, dass entsprechend mehr Energie freigesetzt würde, je höher die zugegebene Glucosekonzentration ist. Dies begründet sich durch die vergleichsweise geringe Wärmeleitfähigkeit von Wasser in Verbindung mit sehr starken Schwankungen der Außentemperaturen. So kann nicht ausgeschlossen werden, dass zum Zeitpunkt thermischer Energieentwicklung die Temperatur der Belüftung (respektive Raumtemperatur) innerhalb kurzer Zeitintervalle von beispielsweise 25°C auf 17°C abgesunken ist. Entgegen den Erwartungen zeigt die Zugabe von aufkonzentriertem Schlamm des Substrates keine Erhöhung der thermischen Energie, was auf eine ungenügende Durchmischung des Substrates zurückzuführen ist. Ein Großteil des Schlamms setzte sich direkt ab.

pH-Wert und Temperaturmessungen

Zusammenfassend zeigen die Messungen des pH-Wertes die aus der Literatur bekannten Verläufe bei aeroben Abbauprozessen (vergleiche Kapitel 2.2.2). Der leichte Anstieg zu Beginn wird durch das Austreiben des im Wasser gelösten CO₂ (vergleiche hierzu auch Abbildung 4.8) und der Bildung von H⁺-Ionen verursacht. Das anschließende Absinken in den sauren Bereich wird durch die Bildung von organischen Säuren, insbesondere durch die einsetzende Nitrifikation und den Abbau leicht zugänglicher Organik bewirkt.

Die Ergebnisse der Temperaturmessungen zeigen konstante Verläufe. Dies war aufgrund der automatischen Temperaturregelung zu erwarten. Schwankungen durch Selbsterhitzungsprozesse sind nicht zu erkennen, weil die Reaktoren über keine entsprechende Isolierung verfügten, so dass die Energie entsprechend über die Glaswand abgegeben werden konnte.

4.2 Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab

4.2.1 Auswirkungen der Belüftungsintensität auf die Abbauleistung

Abbau der organischen Substanz gemessen als oTS

In Abbildung 4.14 ist der Mittelwert der Versuchsergebnisse zum Abbau der organischen Substanz (oTS) in Abhängigkeit von der Zeit und der Luftwechselrate

4 Ergebnisse

dargestellt. Vielfach zeigt sich zunächst ein Anstieg der Abbauleistung nach etwa 72 Stunden auf einen Wert, welcher im Verlauf des Versuchs im Rahmen der Mess-toleranz (vergleiche Kapitel 3.6.1) nur noch geringfügig ansteigt oder kaum variiert (LWR2, LWR3 und LWR4). Bei dem Versuch LWR2 werden demnach zwischen 61-67 %, bei dem Versuch LWR3 circa 30 % und dem Versuch LWR 4 zwischen 37 % und 42 % Gesamtabbau der organischen Substanz erreicht. Nach etwa 200 Stunden Versuchsdauer werden minimal 30 % (LWR3) und maximal 65 % (LWR2) erreicht. Die gesamte Abbauleistung der Versuchsreihe ist starken Schwankungen unterworfen und bewegt sich zwischen 30 % (LWR3) und bis maximal 70 % (LWR2). Im Anhang A.1 sind die Verlaufskurven des Abbaus beider Reaktoren in Abhängigkeit von der Luftwechselrate dargestellt.

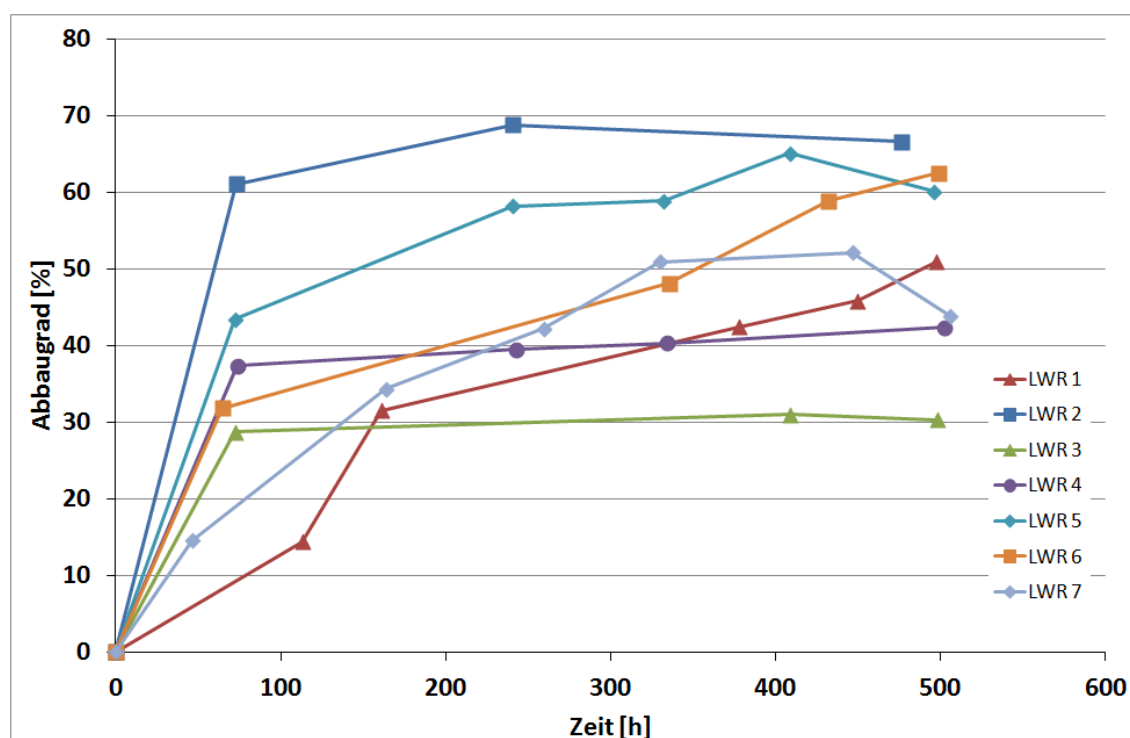


Abbildung 4.14: Abbau des oTS über die Zeit der 100l-Reaktoren

Abnahme des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) in der flüssigen Phase

In Abbildung 4.15 sind die Abbaugrade des CSB als Mittelwerte in Abhängigkeit von der Zeit und der Belüftungsintensität dargestellt.

Für die Versuche LWR1 und LWR7 zeigt sich tendenziell ein leicht exponentiell ansteigender Abbau des CSB bis zum Ende der Versuchsdauer. Dabei unterscheiden sich die einzelnen Verläufe untereinander zum Teil erheblich. Die übrigen Versuche weisen insgesamt einem eher stetigen Verlauf der Abnahme des CSB auf. Nach einer Versuchsdauer von 72 Stunden werden Abbauraten zwischen 10 % (LWR2) und

4.2 Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab

20 % (LWR4/LWR6), nach etwa 200 Stunden werden minimal 18 % (LWR2) und maximal 36 % (LWR1/LWR4) erreicht. Nach Beendigung des Versuches werden Gesamtabbauraten zwischen 26 % (LWR2) und 62 % (LWR4) erreicht.

Mit Ausnahme der Versuchs LWR3 und LWR4 streben die Ergebnisse aufgrund der Charakteristik des Kurvenverlaufes gegen einen außerhalb des Versuchszeitraumes liegenden Maximalwert. Im Anhang A.2 sind die Verlaufskurven des Abbaus beider Reaktoren in Abhängigkeit von der Luftwechselrate dargestellt.

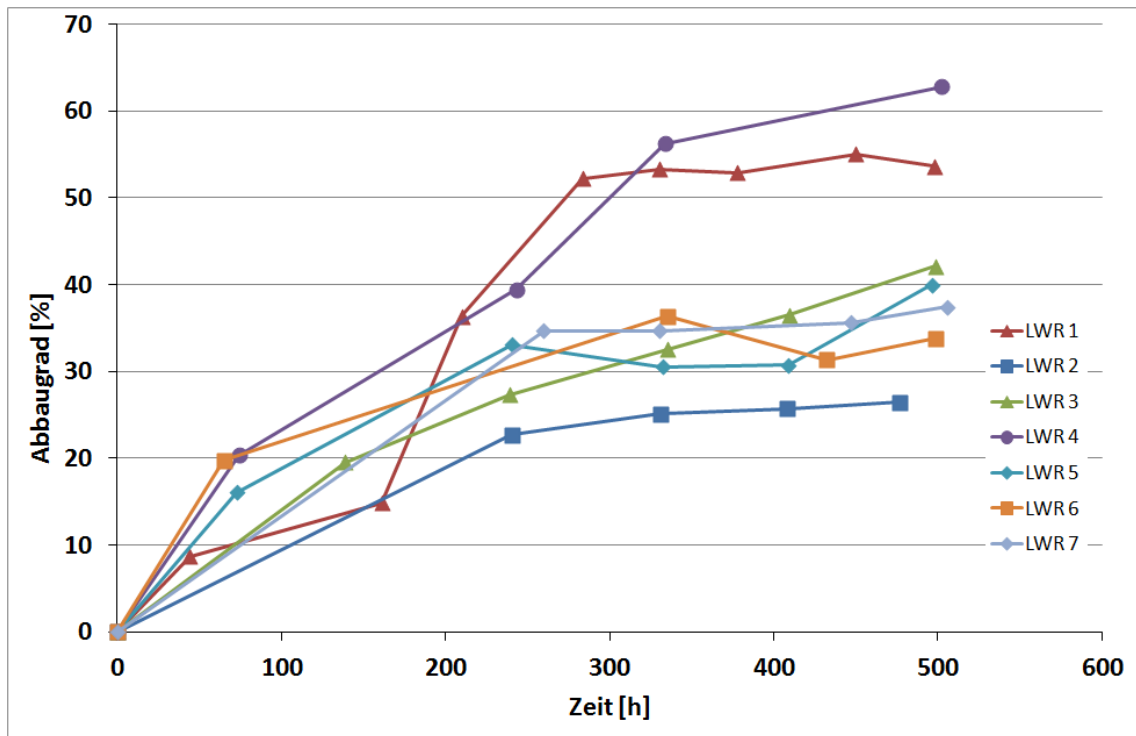


Abbildung 4.15: Abnahme des CSB über die Zeit der 100l-Reaktoren

Abnahme des gesamten organischen Kohlenstoffs (TOC) in der flüssigen Phase

Abbildung 4.16 zeigt den zeitlichen Verlauf des Kohlenstoffabbaus abhängig von der Belüftungsrate.

In der Tendenz steigt der Verlauf des Abbaus des TOC bis zum Ende der Versuche nach circa 500 Stunden stetig an. Der Verlauf des Versuches LWR1 ist ähnlich wie beim CSB durch Unregelmäßigkeiten gekennzeichnet. Nach einer Versuchsdauer von 72 Stunden werden Abbauraten zwischen 8 % (LWR5) und 18 % (LWR6/LWR4), nach circa 200 Stunden zwischen 20 % (LWR5) und 40 % (LWR1) erreicht. Insgesamt sind nach Abschluss der Versuche zwischen 35 % (LWR6) und 58 % (LWR1) Gesamtabbaugrad erreicht. Mit Ausnahme der Versuchs LWR1 streben die Ergebnisse aufgrund der Charakteristik des Kurvenverlaufes gegen einen außerhalb des Ver-

4 Ergebnisse

suchszeitraumes liegenden Maximalwert.

Im Anhang A.3 sind die Kurven des Abbaus beider Reaktoren in Abhängigkeit von der Luftwechselrate dargestellt.

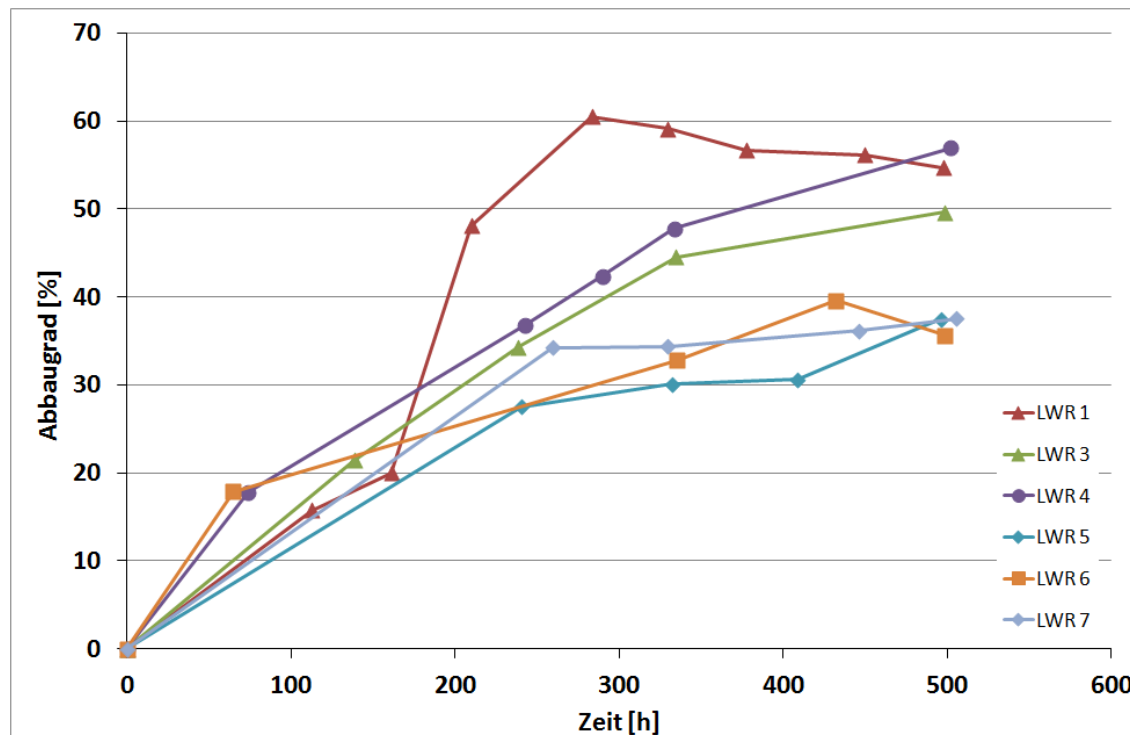


Abbildung 4.16: Abnahme des TOC über die Zeit der 100l-Reaktoren

Abnahme des biologischen Sauerstoffbedarfs (BSB_5)

Die Abbildung 4.17 zeigt den Abbau des biologischen Sauerstoffbedarfes in Abhängigkeit von der Zeit und der Belüftungsintensität. Aufgezeigt sind Versuche mit einer Luftwechselrate von 1,2 beziehungsweise 3,7. Der Abbau des BSB_5 folgt in der Tendenz einem exponentiellen Verlauf. Nach etwa 336 Stunden ist der maximale Abbaugrad erreicht. Für die Versuche LWR1 und LWR2 beträgt dieser zwischen 92% und 96%, für die Versuche LWR3 und LWR7 ergibt sich eine größere Spannbereite zwischen 75% und 89%. Bereits nach 168 Stunden ist in Bezug auf die maximale Abbaurrate deutlich mehr als die Hälfte des BSB_5 abgebaut.

4.2.2 Korrelation der Analyseergebnisse

Die Abbildung 4.18 zeigt das Ergebnis der linearen Regression zwischen den CSB und TOC-Konzentrationen der durchgeführten Versuchsreihen. Das Bestimmtheitsmaß R^2 erreicht einen Wert von 0,97. Die Wahrscheinlichkeit eines linearen Zusammenhangs ist demnach sehr hoch.

4.2 Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab

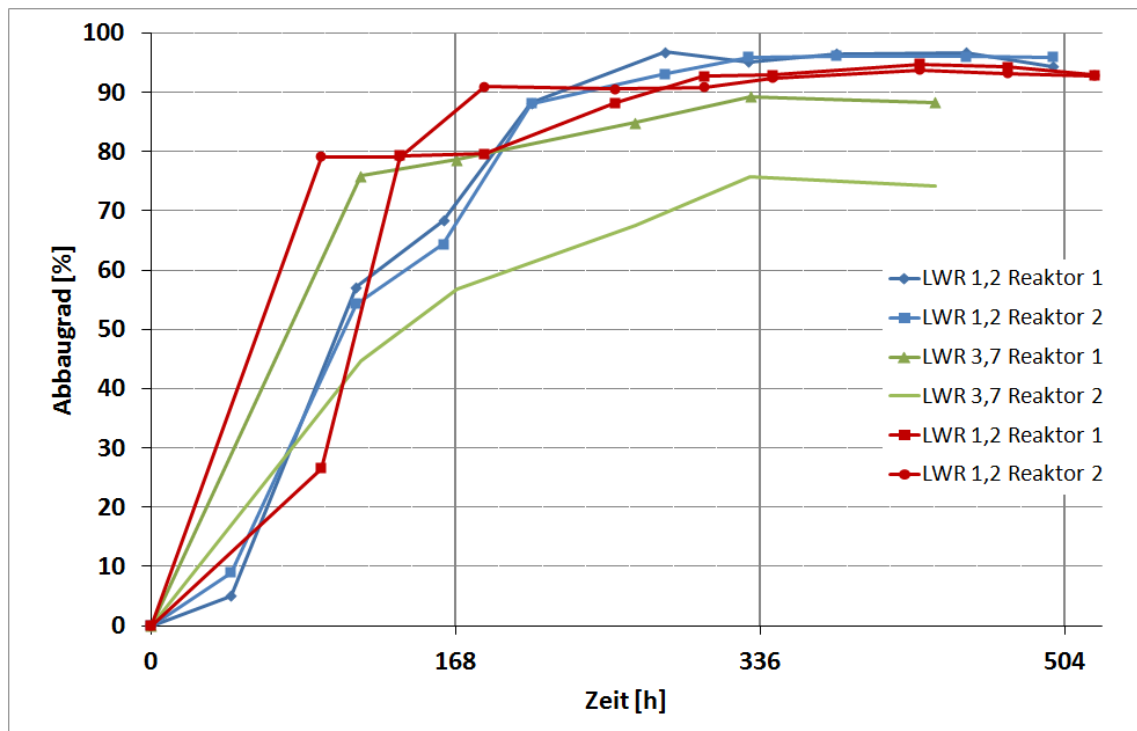


Abbildung 4.17: Abnahme des BSB₅ 100L der Reaktoren

In der folgenden Abbildung 4.19 ist das Ergebnis der Beziehungen zwischen den Anfangs- und Endkonzentrationen des CSB und TOC der durchgeführten Versuchsreihen dargestellt. Die Verhältnisse der Anfangs- und Endkonzentrationen liegen innerhalb der Versuchsreihen, unabhängig vom Parameter, überwiegend dicht beieinander. Höhere Konzentrationen zu Beginn bedingen ebenfalls höhere Konzentrationen zum Ende.

Tabelle 4.5 veranschaulicht das Bestimmtheitsmaß R^2 sämtlicher Analyseergebnisse der Versuchsreihen. Es wurden die Frachten und Konzentrationen der Parameter CSB, oTS und TOC auf kausale Abhängigkeiten überprüft. Weitere signifikante Korrelationen sind nicht erkennbar. Einen signifikanten Zusammenhang weisen die Frachten beziehungsweise Konzentrationen von CSB und TOC auf (vergleiche Abbildung 4.18).

Im Anhang A.27 beziehungsweise A.28 sind sämtliche Analyseergebnisse Ergebnisse der Analysen des oTS, TOC und CSB dargestellt. Dabei sind zum einen der CSB über dem oTS und TOC über dem oTS aufgetragen. Beide Grafiken zeigen Punktwolken, die in einem sehr schwachen Maße nicht-lineare Korrelationen ausdrücken könnten. Aufgrund des stark streuenden Wertebereichs ist eine detaillierte Untersuchung nicht durchgeführt worden.

Eine quantitative Bewertung der Abbauleistung in Abhängigkeit der Luftwechselrate bei den Parametern oTS, CSB und TOC zeigt im Gegensatz zu den Laborversuchen mit dem Modellsusstrat (vergleiche Kapitel 4.1.2) keine einheitliche Tendenz.

4 Ergebnisse

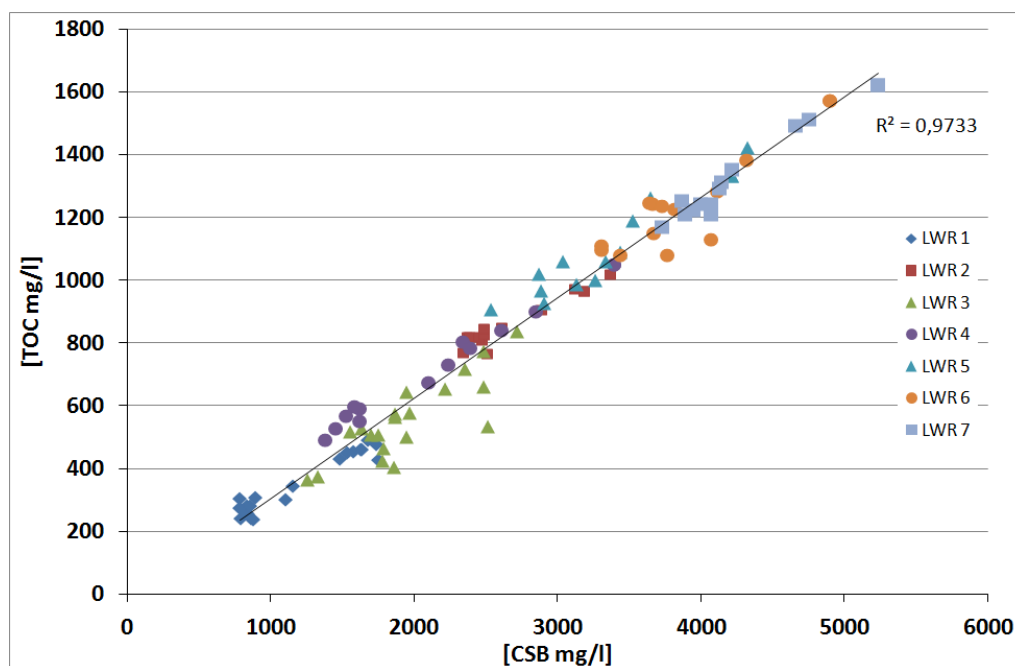


Abbildung 4.18: Lineare Regression zwischen den Ergebnissen des TOC und CSB der 100l-Reaktoren

Tabelle 4.5: Bestimmtheitsmaß R^2 der Analyseergebnisse aus den Versuchsreihen 100l-Reaktoren

	TOC [mg/l]	oTS [g]	CSB [g]	TOC [g]
CSB_{korrr} [mg/l]	0,97	0,03	0,55	0,54
TOC [mg/l]		0,05	0,55	0,56
oTS [g]			0,01	0,01
CSB [g]				0,97

In der Tabelle B.1 im Anhang sind alle Analyseergebnisse der Konzentrationen der Parameter CSB und TOC aufgeführt.

4.2.3 Ergänzende Ergebnisse zur Sauerstoffversorgung des Substrates

Sauerstoffkonzentration in Abhängigkeit von der Belüftungsintensität

Die Abbildung 4.20 zeigt den Verlauf der Sauerstoffkonzentration in den 100l-Reaktoren während des Versuchszeitraumes in Abhängigkeit von der Belüftungsintensität. Aufgrund starker Schaumbildung an der Oberfläche des Substrates war eine Messung des Sauerstoffs von Belüftungsraten größer als 400 l/h nicht möglich. Zunächst steigt die Sauerstoffkonzentration des Versuchs LWR2 auf 3,5 mg/l bis 4,0 mg/l an, um dann im Zeitraum zwischen 60 h bis 80 h sehr steil auf 1,0 mg/l bis

4.2 Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab

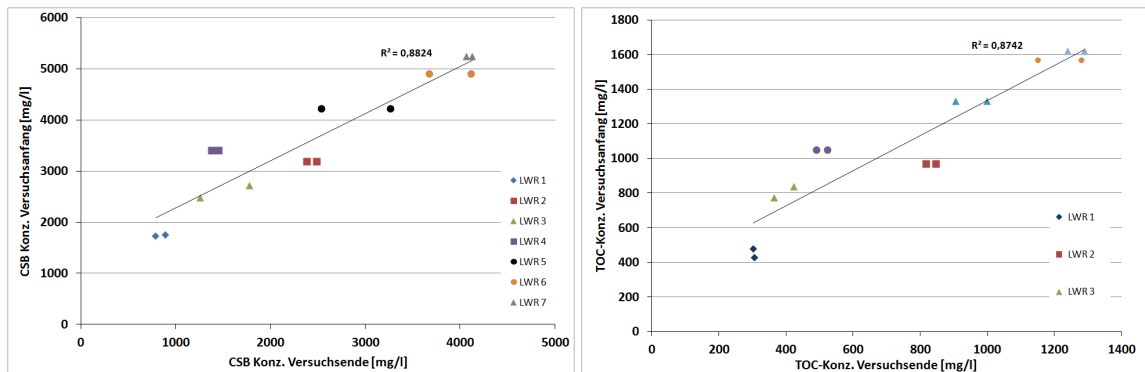


Abbildung 4.19: Beziehungen zwischen den Ergebnissen der Anfangs- und Endkonzentrationen des CSB und TOC

1,5 mg/l abzufallen. Nach einer Plateauphase von etwa 10 h steigt die Konzentration ebenso steil wieder an und nähert sich anschließend exponentiell einer Konzentration zwischen 4,5 mg/l und 5,0 mg/l bis zum Versuchsende an. Der Konzentrationsverlauf des Versuchs mit einer 3-fachen Belüftungsrate sinkt dabei im Gegensatz zu jener bei einer 4-fachen Belüftungsrate im Bereich 330 bis 390 h auf circa 3,7 mg/l ab und steigt zum Ende auf etwa 4,8 mg/l. Der Konzentrationsverlauf des Versuchs mit einer Belüftungsintensität von 200 l/h unterscheidet sich tendenziell von den übrigen. Während des Versuchs wurde ein Defekt an der Membran der Sonde festgestellt, wodurch die hochfrequenten Schwankungen ab einer Dauer von circa 130 h zu erklären sind. Nach dem Austausch ergibt sich ein deutlich ruhiger Kurvenverlauf, der jedoch eine vergleichsweise höhere Konzentration (circa 6 mg/l) zum Ende des Versuchs erreicht.

Ergänzend ist anhand der abnehmenden Sauerstoffkonzentrationen die spezifische O_2 -Zugaberate bestimmt worden (vergleiche Kapitel 3.7.3). Im Unterschied zur theoretischen Ableitung des Sauerstoffbedarfs aus dem oTS-Abbau kann über die Berechnung der spezifischen Zugaberate aus dem Konzentrationsverlauf nicht nur das Zeitfenster eines hohen Sauerstoffbedarfs, sondern auch die auf eine festgelegte Zielkonzentration (hier 3 mg/l) basierend genaue Zugaberate bestimmt werden. Dies verhindert unnötig hohe Lufteinträge und senkt den ökonomischen Aufwand.

In Tabelle 4.6 sind die Ergebnisse der Berechnungen zur spezifischen Sauerstoffzugaberate dargestellt. Es wird deutlich, dass mit zunehmender Belüftungsrate die spezifische Sauerstoffzugaberate von 0,28 mg/l·h auf 0,07 mg/l·h absinkt.

Sauerstoffbedarf in Abhängigkeit von der Abbauleistung

Die Berechnungen zum Sauerstoffbedarf wurden mit den Randbedingungen gemäß Kapitel 4.1.1 durchgeführt.

Die Ergebnisse zeigen zu Beginn einen Luftbedarf zwischen 100 l/h (LWR1) bis 900 l/h (LWR2), welcher unabhängig von der Belüftungsintensität zum Ende der Messreihen nach 500 Stunden auf zum Teil unter 10 l/h exponentiell abfällt. Zum

4 Ergebnisse

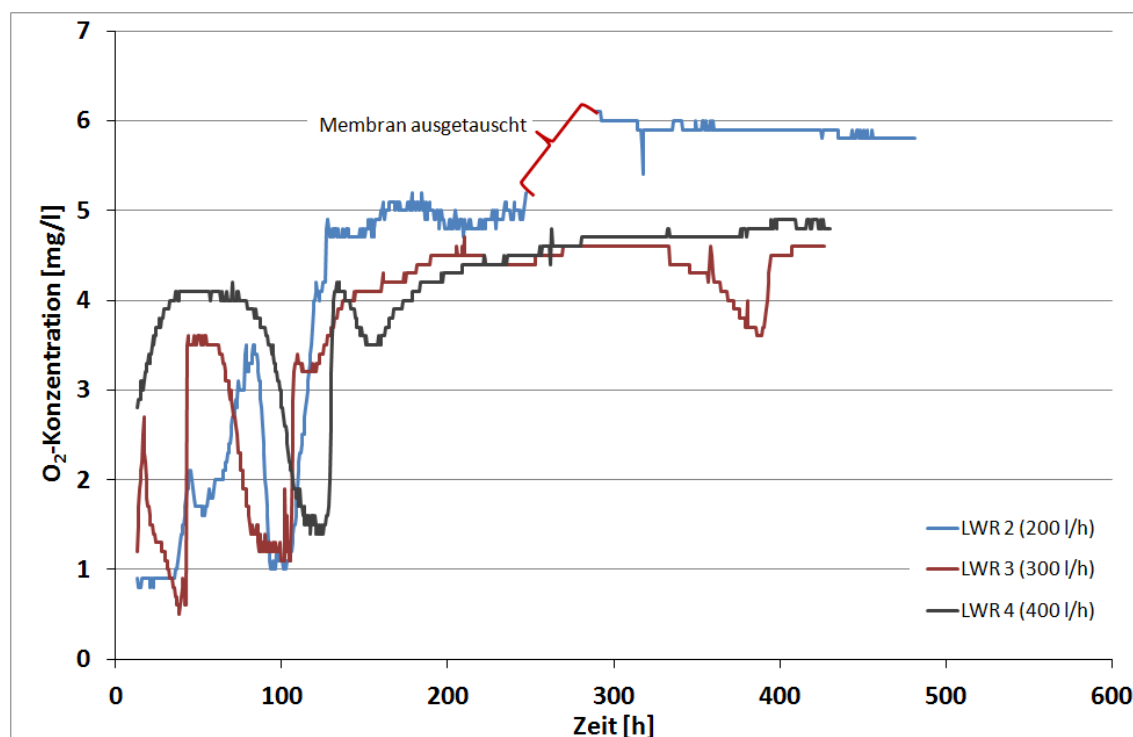


Abbildung 4.20: Verlauf der Sauerstoffkonzentration über die Zeit (100l-Reaktoren)

Tabelle 4.6: Spezifische Sauerstoffzugaberate in Abhängigkeit der Belüftungsintensität

Belüftung [l/h]	spezifische O ₂ -Zugaberate [mg O ₂ /l·h]
200	0,28
300	0,09
400	0,07

Versuchsstart wird durch die anliegenden Belüftungsraten der theoretische Sauerstoffbedarf weitestgehend gedeckt. Die Ausnahme bildet dabei der Versuch LWR2, hier werden zu Beginn circa 900l/h benötigt, 200l/h werden jedoch nur bereitgestellt. Nach 100 Stunden Versuchsdauer wird unabhängig des Versuchs grundsätzlich weniger als 100l/h Luft benötigt.

Theoretische Verweilzeit der Luftblasen im Reaktor

Die Verweilzeit der Luftblasen ergibt sich aus den Voraussetzungen, welche in den Kapiteln 2.2.5 und 4.1.4 erläutert worden sind. In Abhängigkeit vom Füllvolumen ergibt sich im 100l-Reaktor ein Aufstiegsweg zwischen 90 cm und 100 cm. Aufgrund des Belüftungssystems (Messingleitung, Durchmesser 8 mm, Streusieb) und der Einschätzung optischer Eindrücke liegt der Blasendurchmesser im Durchschnitt bei etwa

4.2 Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab

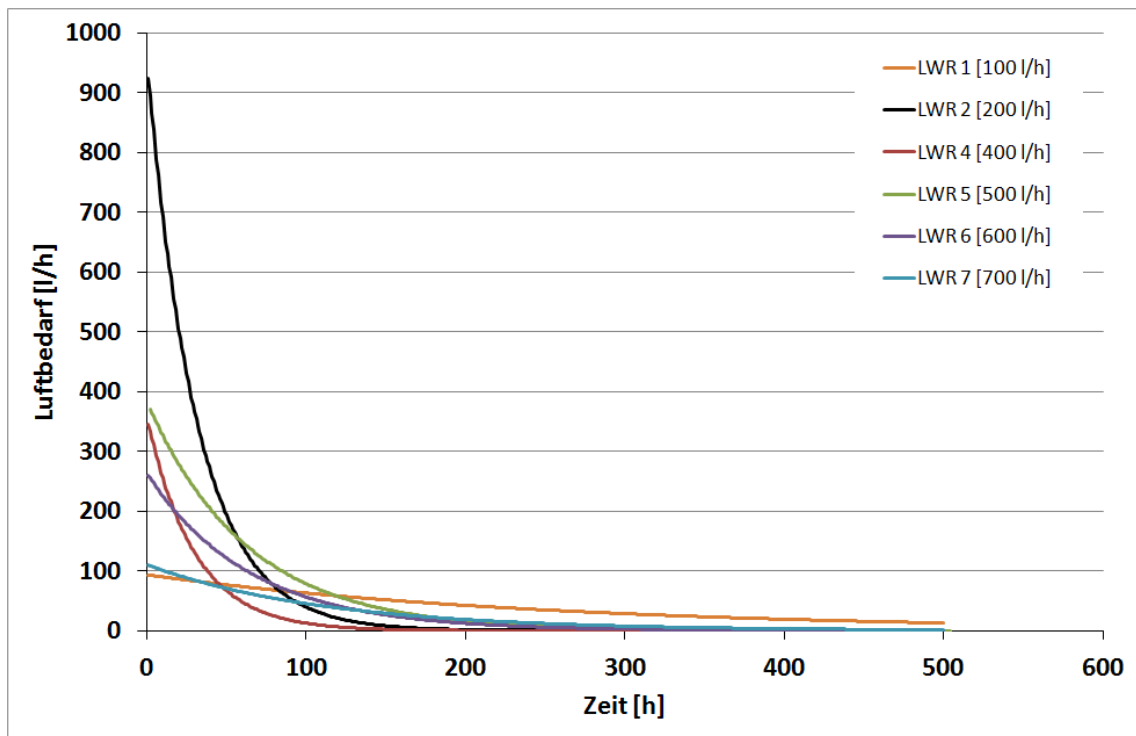


Abbildung 4.21: Theoretischer Luftbedarf in Abhängigkeit vom oTS-Abbau

1 cm. Somit ergibt sich unter Annahme einer Aufstiegsgeschwindigkeit von 0,22 m/s (vergleiche Abbildung 2.12) eine Dauer zwischen 4,1 s und 4,5 s.

4.2.4 Stickstoffbilanz der Versuchsreihen

Für die Versuchsreihen der 100l-Reaktoren sind die Ammonium-, Nitrat- und Nitritfrachten bestimmt worden. Die folgenden Abbildungen 4.22 und 4.23 zeigen die Verteilung der Frachten der Stickstoffverbindungen zum Beginn (B) und zum Ende (E) des Versuchs der Reaktoren 1 und 2. Die Ergebnisse der Analysen des Reaktor 1 zeigen sehr unterschiedliche Tendenzen.

Bei den Versuchen LWR5, LWR6 und LWR7 sind zu Beginn vergleichsweise hohe Ammoniumfrachten zwischen 97 g und 117 g zu erkennen. Die Frachten am Ende der Versuche sind hingegen sehr gering und weisen Werte zwischen 17 g und 18 g auf. Die Massen des Nitrits beziehungsweise des Nitrats betragen 0,5 g beziehungsweise 1,5 g am Versuchsende. Zum Versuchsanfang ist Nitrit nicht nachweisbar. Die Nitratfracht beträgt zwischen 0,5 g und 1,5 g. Die Versuche LWR1 und LWR4 zeigen am Versuchsende in der Summe deutliche höhere Stickstofffrachten als zu Beginn, die sich überwiegend aus Nitrat und Nitrit zusammensetzen. Aufgrund der hohen Frachten am Ende der Versuche ist von wenig belastbaren Analyseergebnissen auszugehen. Der Versuch LWR2 weist zu Beginn eine Ammoniumfracht von 88 g auf, die sich zum Ende des Versuchs auf 56 g reduziert. Der Anteil von Nitrit und Nitrat ist

4 Ergebnisse

am Versuchsende 1 g beziehungsweise 14 g. Der Versuch LWR3 weist zu Beginn eine Ammoniumfracht von circa 38 g, zu Versuchsende eine Nitrat-Fracht von 70 g auf. Für den Reaktor 2 zeigen sich bei den Versuchen LWR2, LWR3, LWR6 und LWR7

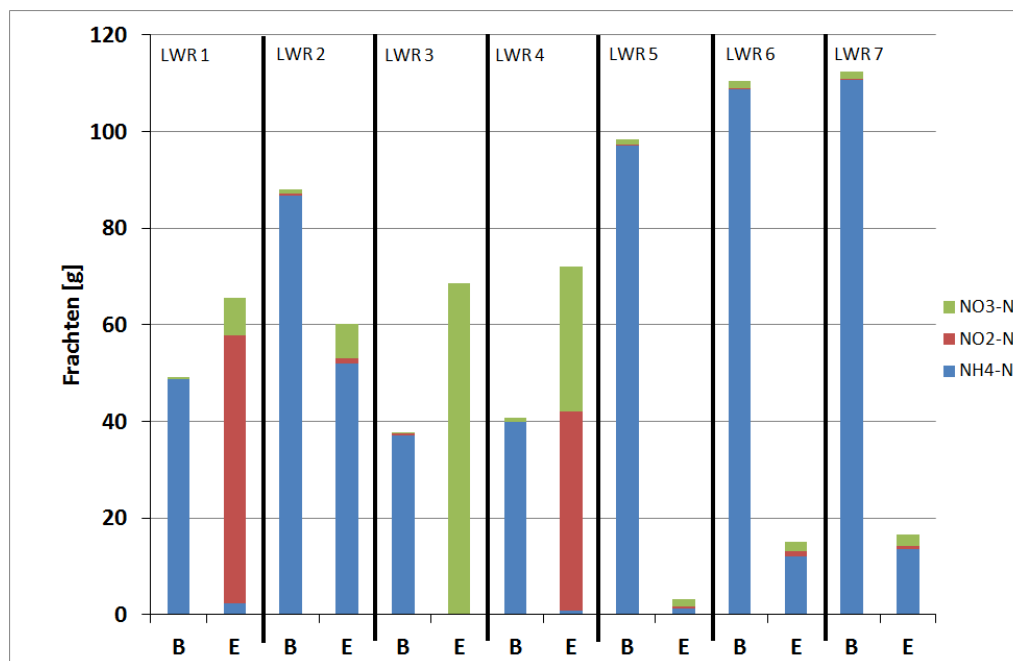


Abbildung 4.22: Masseverteilungen der Stickstoffverbindungen Reaktor 1

vergleichbare Verläufe. Die ermittelten Frachten variieren nur geringfügig. Bei den Versuchen LWR1, LWR4 und LWR5 sind zum Versuchende in der Summe deutlich höhere Stickstofffrachten als zu Beginn bestimmt worden. Die Belastbarkeit dieser Messwerte muss deshalb in Frage gestellt werden. Der Versuch LWR3 zeigt zu Beginn eine Ammoniumfracht von circa 38 g. Am Ende des Versuchs ist die Gesamtfracht deutlich geringer und setzt sich anteilig aus 13 g Nitrit und 3 g Nitrat zusammen. Aufgrund der zum Teil wenig belastbaren Ergebnisse der Stickstofffrachten ist ergänzend eine Versuchreihe durchgeführt worden, dessen Ergebnisse in Kapitel 4.1.7 dargestellt sind.

Hemmung der Nitratation und der Nitritation

Zunächst soll beispielhaft anhand der nachfolgenden Abbildungen der Zusammenhang zwischen den unterschiedlichen Hemmwirkungen gezeigt werden. Die Abbildung 4.24 zeigt die Verlaufskurven der gemessenen Ammonium- und Nitratkonzentrationen sowie die berechneten Ammoniumkonzentrationen $\text{NH}_4\text{-max}$ bei dessen Überschreitung eine Hemmung der Nitratation eintritt und $\text{NH}_4\text{-absolut}$ bei dessen Überschreitung die Reaktionskinetik komplett zum Erliegen kommt. Die Grundlage der Berechnungen sind in Kapitel 2.2.4 erklärt.

Es ist zu erkennen, dass insbesondere in den ersten 300 Stunden eine komplette Hem-

4.2 Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab

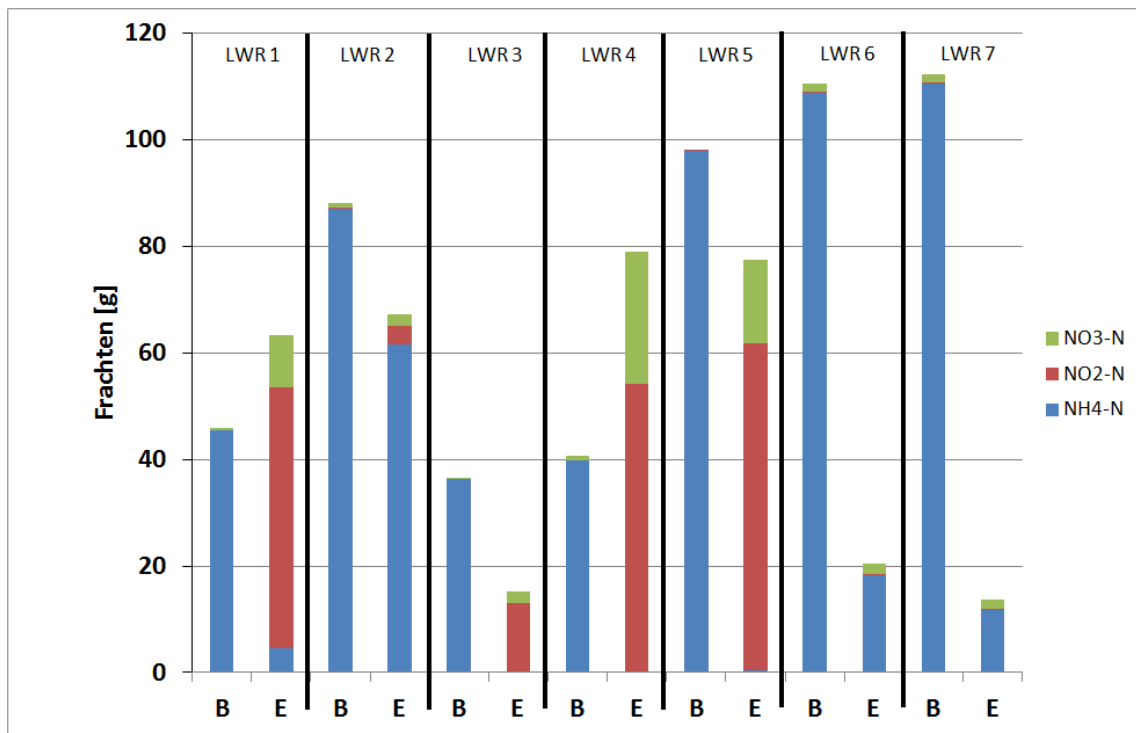


Abbildung 4.23: Masseverteilungen der Stickstoffverbindungen Reaktor 2

mung der Nitratation eingetreten ist. Die gemessenen Konzentrationen variieren hier um 500 mg/l. In Abhängigkeit vom zeitlichen Verlauf betrug die Konzentration NH₄-absolut zwischen 50 mg/l und 300 mg/l. Aufgrund des sinkenden pH-Wertes steigt die Konzentration NH₄-absolut auf über 800 mg/l an. Sowie die absolute Hemmung faktisch aufgehoben ist, wird Nitrat gebildet. Von einer bedingten Hemmung der Nitratation ist jedoch aufgrund der ansteigenden NH₄-max-Konzentration ab einer Versuchsdauer von 300 Stunden auszugehen.

In Abbildung 4.25 sind die gemessenen Werte der Nitrit-Konzentrationen und die NO₂-max Konzentrationen aufgezeigt. Aufgrund der Überschreitung der Messwerte nach einer Versuchsdauer von circa 350 Stunden ist zumindest bei Reaktor 2 (R2) von einer Hemmung auszugehen.

Im Anhang in Tabelle B.2 sind die Ergebnisse der Berechnungen zu der Inhibition der Nitratation und der Nitritation in Abhängigkeit von der Zeit und des Versuchs dargestellt. Die mit „x“ gekennzeichneten Felder haben bei den Berechnungen Konzentrationen ergeben, die eine Hemmung der Teilprozesse der Nitrifikation auslösen. Eine Hemmung der Nitritation ist bei sämtlichen durchgeführten Versuchen nicht eingetreten. Bei den Versuchen LWR1, LWR2, LWR5, LWR6 und LWR7 ist eine Hemmung der Nitratation über den gesamten Versuchszeitraum zu beobachten während die Versuche LWR3 und LWR4 nur teilweise eine Hemmung zeigen. Eine vollständige Hemmung tritt bei den Versuchen LWR2, LWR5, LWR6 und LWR7 während des gesamten Versuchszeitraumes ein. Die Versuche LWR1, LWR3 und

4 Ergebnisse

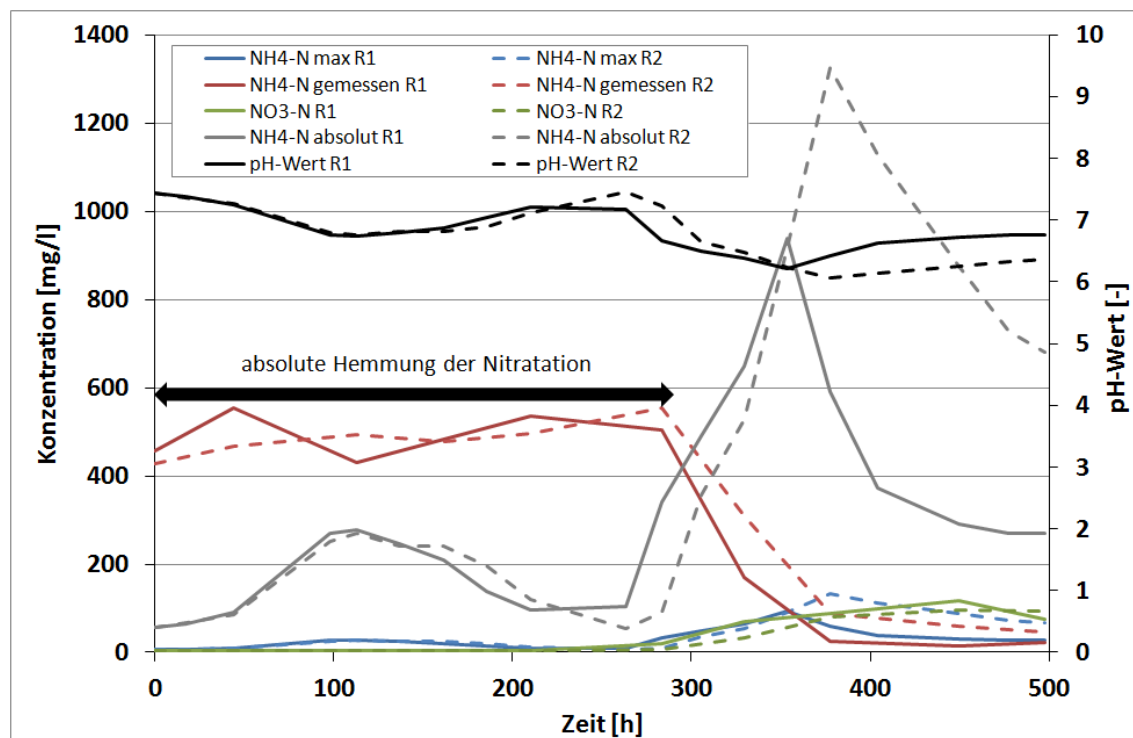


Abbildung 4.24: Beispielhafte Darstellung der Hemmung der Nitratation der 100l-Reaktoren (Versuch LWR 1)

LWR4 weisen nur teilweise eine vollständige Hemmung über den Versuchszeitraum auf.

4.2.5 Prozessparameter

pH-Wert

Die Ergebnisse der pH-Wert-Messungen sind im Anhang (Abbildung A.4) als Mittelwerte angegeben. Mit Ausnahme der Versuchsreihen LWR1 und LWR7 steigen die pH-Werte zu Beginn von circa 7,5 auf Werte zwischen 8,5 und 9,0 an, um anschließend wieder auf Werte zwischen 7,5 und 8,5 abzusinken.

Temperatur

Die Temperatur wurde wie bereits in Kapitel 3 erläutert, auf konstant 37°C eingestellt. Dies erfolgte mit dem Ziel, Ergebnisse aus den Laborversuchen und technischen Versuchen mit denen des Prozesses der Aerobisierung in der MBA vergleichen zu können. Dort wird die Temperatur grundsätzlich auf circa 37°C eingeregelt. Die Ergebnisse der Temperaturmessungen der Versuchsreihen sind im Anhang in Abbildung A.5 dargestellt und zeigen einen konstanten Temperaturverlauf bei circa 37°C nach einer Regelungsphase von bis zu 72 Stunden.

4.2 Ergebnisse der Versuche im technischen Maßstab

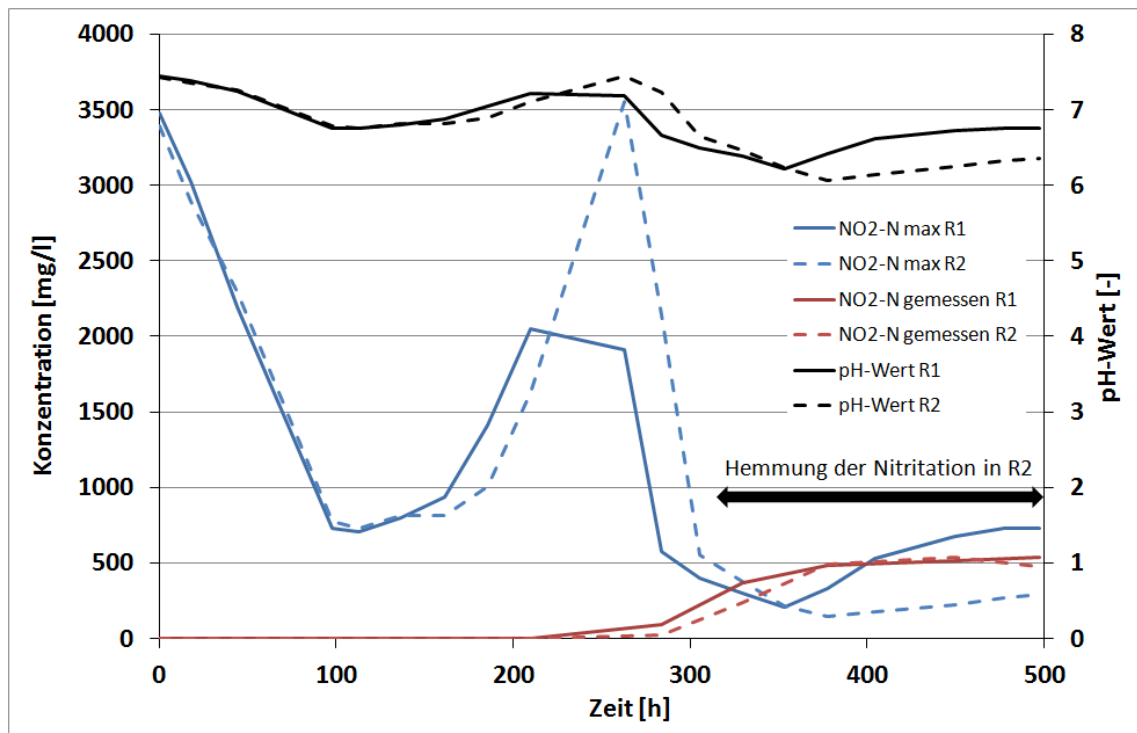


Abbildung 4.25: Beispielhafte Darstellung der Hemmung der Nitritation der 100l-Reaktoren (Versuch LWR 1)

4.2.6 Energieverbrauch

Die verwendeten Aggregate für die Versuche im technischen Maßstab wurden aus ökonomischen Gründen nicht spezifisch abgestimmt. Es wurden bereits vorhandene Aggregate verwendet, welche für dieses Versuche deutlich überdimensioniert gewesen sind. Eine energetische Bilanz ist folglich nicht sinnvoll gewesen.

4.2.7 Auswertung der Ergebnisse im technischen Maßstab

Einfluss der Belüftungsintensität auf die Abbauleistung der oTS, sowie auf die Abnahme von CSB, TOC und BSB₅

Die Ergebnisse zur Bewertung der Abbauleistung der organischen Substanz, gemessen als oTS, zeigen im Vergleich mit den durchgeführten Versuchen der 2l-Reaktoren ebenso wenig einen signifikanten Zusammenhang zwischen Abbaugrad und Belüftungsintensität, wie die Ergebnisse aus den Messungen des CSB und TOC in der flüssigen Phase.

Exemplarisch konnte an drei Versuchsreihen der zeitliche Verlauf des Abbaus des BSB₅ (vergleiche Abbildung 4.17) gezeigt werden. Innerhalb von 168 Stunden sind bereits bis zu 80 % des Gesamtabbaus an BSB₅ erfolgt. In diesem Zeitraum wird ebenfalls der Hauptanteil der organischen Substanz (oTS) abgebaut. Es ist deswegen davon auszugehen, dass die Verfügbarkeit der restlichen Organik für die Mikroorga-

4 Ergebnisse

nismen als eher ungünstig einzustufen ist und sich hier die Abbauleistung des oTS auf leicht- bis mittelabbaubare Substanzen bezieht. Mit Ausnahme der Versuchsreihen LWR6 und LWR7, welche einen stetigen Anstieg der Abbauleistung zeigen, strebt der Abbauprozess deswegen bereits innerhalb des Versuchszeitraumes einen Maximalwert an.

Der sukzessive tendenziell lineare Anstieg des Abbaus der Parameter TOC und CSB unterscheidet sich nicht von denen der Versuche der 2l-Reaktoren und lässt den Rückschluss zu, dass aufgrund der vergleichsweise geringeren Reaktionskinetik eher schwerabbaubare Komponenten Bestandteil dieser Summenparameter sind und die maximal erreichbare Abbauleistung außerhalb des Versuchszeitraumes liegt.

Korrelation der Analyseergebnisse

Die lineare Regression der Analyseparameter der CSB- und TOC-Konzentrationen haben einen signifikanten Zusammenhang ergeben. Diese Abhängigkeit der Parameter ist aufgrund des anteiligen Verbrauches des chemischen Sauerstoffs zur Oxidation des organischen Kohlenstoffs zu erwarten gewesen. Zudem bestätigt sich damit auch der positive Einfluss einer weitestgehend homogenen Probennahme (vergleiche Kapitel 3.6.3) bei den 100l-Reaktoren. Der Vergleich der TOC beziehungsweise CSB-Konzentrationen zu Beginn und zum Ende des Versuchs zeigt einen ähnlichen linearen Zusammenhang. In Abhängigkeit der Anfangskonzentration kann somit grob der Wertebereich nach der Versuchsdauer abgeschätzt werden. Ein Bezug zwischen der Luftwechselrate und dem Abbaugrad ist aufgrund der dargestellten Ergebnisse (vergleiche Kapitel 4.2.1) auszuschließen.

Stickstoffbilanz

Die Ergebnisse der Stickstoff-Analysen zeigen vielfach eine unvollständige Oxidation von Ammonium zu Nitrat. Durch die Absenkung des pH-Wertes infolge gebildeter Wasserstoffionen aufgrund der Ammoniumoxidation treten in Kapitel 2.2.4 beschriebene Hemmwirkungen ein. Durch ein unzureichendes Puffersystem wird der pH-Wert nicht wieder angehoben und die Bildung salpetriger Säure als weiterer Hemmfaktor wird begünstigt. In der Bilanz sind einige Daten nicht belastbar, weil in der Summe zum Ende höhere Werte als zu Beginn erkennbar sind.

Der verzögerte Beginn des Ammoniumabbaus stellt sich bei den Versuchen der 100l-Reaktoren in vergleichbarer Weise ein. Es sei somit auf die Auswertung der 2l-Reaktoren verwiesen.

Die Versuche mit hohen Luftwechselraten (LWR5, LWR6, LWR7) zeigen eine Reduktion des Ammoniums von zum Teil deutlich über 80 % während der Versuchsdauer. Das Ammonium wird jedoch nicht zu Nitrat beziehungsweise Nitrit oxidiert, sondern es ist davon auszugehen, dass anteilig Ammonium über die Gasphase als Ammoniak ausgetrieben wird. Die pH-Werte dieser Versuche sind zum Ende im alkalischen Bereich (siehe Anhang A.4). Somit hat sich das Dissoziationsgleichgewicht zugunsten des Ammoniaks verschoben, was zu einer verstärkten Austrippung von Ammo-

niak führt. Eigene Untersuchungen (vergleiche Kapitel 4.1.3) haben diese Annahme bestätigt. Zudem könnte mit zunehmender Belüftung die Bildung des Ammoniaks intensiviert werden. Untersuchungen von Stegmann & Heerenklage (2004) haben diesen Effekt bereits im Labormaßstab belegt. Insofern hat die Belüftungsintensität, vorausgesetzt die Sauerstoffversorgung der Mikroorganismen ist gewährleistet, einen größeren Einfluss auf die durch den Stickstoffhaushalt bedingten Emissionen und einen geringeren auf die Abbauleitung der organischen Substanz.

Sauerstoffversorgung des Substrates

Für 3 Versuchsreihen wurde die Sauerstoffkonzentration in der flüssigen Phase aufgenommen. Zunächst steigt nach Einschalten der Belüftung die O_2 -Konzentration an und sinkt nach einer Versuchsdauer von 60 bis 100 Stunden innerhalb von 7 bis 20 Stunden rapide auf 1 mg/l bis 1,5 mg/l ab. Die Verringerung der Konzentration ist durch eine hohe biologische Aktivität der Mikroorganismen bedingt. Im genannten Zeitraum ist ebenfalls die maximale Abbauleistung der organischen Substanz (oTS) und des BSB₅ (vergleiche Kapitel 4.2.1) zu verzeichnen. Erwartungsgemäß sinkt infolge des Abbaus leichtzugänglicher organischer Komponenten die Sauerstoffkonzentration erheblich.

Aufgrund des Konzentrationsverlaufes des im Substrat gelösten Sauerstoffs ist über dessen Abnahme nach Einsetzen der Abbaureaktionen die durchschnittliche theoretische Zugaberate berechnet worden, um einen vorgegebenen Zielwert von 3,0 mg/l sicher zu stellen. Diesen Berechnungen zufolge soll einer Unterversorgung der Mikroorganismen aufgrund von Phasen mit hohem Bedarf durch die Reaktionsprozesse entgegen gewirkt werden. Mit zunehmender Belüftungsintensität verringert sich die spezifische Zugaberate. Dies ist durch den vergleichsweise höheren Sauerstoffeintrag zu erwarten gewesen. Zudem bewirkt eine höhere Belüftungsrate eine intensivere Durchmischung des Substrates, lässt den K_L -Wert ansteigen und verbessert damit den Sauerstoffübertrag (vergleiche Kapitel 2.2.5).

Auf Grundlage des zeitlichen Verlaufes des Abbaus der organischen Substanz wurde der Sauerstoffbedarf rechnerisch ermittelt. Die Ergebnisse zeigen in Abhängigkeit von der Luftwechselrate mit Ausnahme des Versuchs LWR2, eine zu jedem Zeitpunkt ausreichende Sauerstoffversorgung. Der theoretische Sauerstoffbedarf nimmt ab einer Versuchsdauer von 100 Stunden deutlich ab und strebt zum Ende der Versuche gegen Null, weil in diesem Zeitfenster der weitere Abbaugrad und damit auch der Sauerstoffbedarf deutlich geringer ist.

Im Gegensatz zu den Versuchen der 2l-Reaktoren ergibt sich durch die Bauform der 100l-Reaktoren ein günstiges Verhältnis von Reaktorhöhe zu -durchmesser. Durch die aktive Durchmischung und dem spiralförmigen Aufstiegsweg der Luftblasen wird die Verweilzeit erhöht und somit der Sauerstoffeintrag verbessert. Der Stoffübergang wird durch den Blasendurchmesser von etwa einem Zentimeter begünstigt, weil die Oberfläche der Luftblase flexibel ist und Blasen größeren Durchmessers mit beweglichen und oszillierenden Oberflächen hohe Turbulenzintensitäten aufweisen, welche zu hohen Stoffübergängen führen (vergleiche Kapitel 2.2.5).

pH-Wert und Temperaturmessungen

Die Auswertung und Interpretation der Ergebnisse entsprechen denen der Versuchsreihen mit den 2l-Reaktoren. In diesem Zusammenhang sei auf Kapitel 4.1.7 verwiesen.

4.3 Ergebnisse der Versuche im großtechnischen Maßstab

4.3.1 Vorbemerkung

Die Untersuchungen zur Charakterisierung der Leistungsfähigkeit der Prozessstufe Aerobisierung waren zunächst Inhalt einer wissenschaftlich-technischen Begutachtung, beauftragt durch den Anlagenbetreiber. Zur Inbetriebnahme sollte die Anlage wissenschaftlich überwacht und Optimierungspotenzial herausgearbeitet werden. Im Rahmen dieser Arbeiten wäre auch eine Beeinflussung der Steuerung der Aerobisierung vorgesehen gewesen, um den Einfluss der Belüftungsintensität und weiterer Prozessparameter ableiten zu können.

Aufgrund rechtlicher Differenzen zwischen dem Auftragnehmer und -geber und einer damit einhergehenden deutlich verspäteten Übergabe der Anlage an den Betreiber war es nur bedingt möglich, die vorgesehenen Untersuchungen in vollem Umfang durchzuführen. Die erste Messkampagne im Jahr 2008 verlief den Erwartungen entsprechend, jedoch war zu diesem Zeitpunkt keine Bilanzierung möglich, weil die Induktionsdurchflussmesser aufgrund eines Programmierfehlers unzuverlässige Volumina lieferten. Anschließend weitere juristische Verfahren zwischen dem Betreiber und dem Auftragnehmer verhinderten zunächst weitere Untersuchungen. Für die folgenden dargestellten Ergebnisse musste somit auf Analysedaten des Betreibers zurückgegriffen werden, die der Eigenüberwachung dienen sollten. Folglich fehlen einige Parameter (TOC, Emissionsmessungen), die für eine detaillierte wissenschaftliche Bewertung des Systems nötig gewesen wären. Zudem sind die Probenahmeintervalle häufig unterschiedlich gewesen. Der nun gewählte Betrachtungszeitraum wies nach Aussage des Anlagenbetreibers, keine Baumaßnahme auf, die die Prozessstufe Aerobisierung direkt betroffen hätte.

4.3.2 Abbauleistung

Im Gegensatz zu den im Batch-Ansatz durchgeführten Versuchen erfolgt der Abbauprozess im Aerobisierungsbecken unter dynamischen Bedingungen. Für eine zuverlässige Berechnung der Bilanz kommt erschwerend hinzu, dass die Zu- und Abflussvolumina zu keinem protokollierten Zeitpunkt gleich gewesen sind, weil sich beispielsweise der Abfluss an der Leistung der nachgeschalteten Dekanter orientiert und diese in Abhängigkeit vom Füllstand des Vorratsbunkers variabel geschaltet werden.

Die Berechnung der Abbauleistung erfolgte schließlich über die Verweilzeit. Aufgrund des Zuflussstromes über den Zeitraum von einem Monat und dem maximalen

4.3 Ergebnisse der Versuche im großtechnischen Maßstab

Füllvolumen des Beckens wurde die durchschnittliche Verweilzeit des Substrates im Becken errechnet. Sie beträgt im betrachteten Zeitraum circa 8 Tage. Auf Basis dieses Zeitraumes ist die Abbauleistung näherungsweise über das maximal mögliche Füllvolumen von konstant 5.000 m^3 berechnet worden.

Die Ganglinie ist im Anhang A.39 abgebildet. Es zeigen sich Differenzen in den Volumenströmen im Zeitraum von 100 bis 200 Tagen von bis zu $7.500\text{ m}^3/\text{d}$. In dieser Zeit wurde zu Wartungszwecken der Inhalt eines Fermenters in den ehemaligen Hydrolysebehälter überführt. Aufgrund dieser Tatsache kann es nach Aussage des Anlagenpersonals zu Ungenauigkeiten bei der Abflussmessung gekommen sein.

Abbildung 4.26 zeigt die Abbauleistung der Parameter oTS und CSB sowie die Luftwechselrate in Abhängigkeit von der Zeit. Die Abbaurrate der organischen Trockensubstanz ist großen Schwankungen unterworfen und erreicht Werte zwischen 3 % und 28 %. Im Mittel beträgt die Abbaurrate des oTS über den Versuchszeitraum von circa 360 Tagen 12,4 % (Standardabweichung 6,1). Die Abbauleistung des CSB liegt vergleichsweise höher und erreicht im Durchschnitt 26,2 % (Standardabweichung 12,1). Minimal werden 1,5 % und maximal 44,8 % abgebaut. Tendenziell verringert sich der Abbau des CSB ab einer Versuchsdauer von 220 Tagen.

Die Luftwechselrate nimmt bis zu einer Versuchsdauer von etwa 220 Tagen Werte zwischen 1,36 und 2,30 an. Die sehr deutlichen Höchstwerte der Messkurve sind auf nicht belastbare protokollierte Daten zurückzuführen. Nach 230 Tagen Versuchsdauer zeigt sich ein schneller pulsierender Wechsel des Verlaufes. Gemäß der Aussage der Betriebsleitung wurde mit einer intermittierenden Belüftung experimentiert.

Wie bereits beschrieben, ist die Berechnung der Abbauleistung in einem dynamischen System nur näherungsweise möglich. Die folgende Abbildung 4.27 zeigt die Konzentrationsunterschiede zwischen der CSB-Belastung des Fermenters 1 und der Aerobisierungslinie 1 zu verschiedenen Zeitpunkten. Während die Belastungen im Zeitraum Juni 2010 bis Februar 2011 ähnlichen Wertebereichen zuzuordnen sind, weichen jene ab März 2011 deutlich ab. Im Durchschnitt beträgt die Abnahme der Belastung des CSB zwischen der Prozessstufe Aerobisierung und Fermenter etwa 20 %. In der Tendenz zeigen die monatlich aufgetragenen Mittelwerte beziehungsweise die Differenzen der CSB-Konzentrationen in Abbildung 4.27 vergleichbare Reduktionsleistungen zu denen in Abbildung 4.26 näherungsweise berechneten Abbaugraden. Entsprechende Abweichungen ergeben sich durch die Mittelwertbildung jeweils über einen Monat. Im Anhang A.31 sind die CSB-Konzentrationen und die Reduktionsleistung in der Prozesslinie 2 dargestellt. Sie weisen vergleichbare Ergebnisse zu vorangegangener Darstellung auf.

Im Anhang in Abbildung A.36 ist der Verlauf der Konzentration des BSB_5 zwischen den Prozessstufen Vergärung (Fermenter) und Aerobisierung dargestellt. Im Durchschnitt reduziert sich die Konzentration von 520 mg/l bis 570 mg/l im Fermenter auf circa 70 mg/l in der Aerobisierung. Die Ergebnisse sind aus der ersten Projektphase entnommen worden und weisen im Vergleich zu den Belastungen im Betrachtungszeitraum Juni 2010 bis Juni 2011 deutlich geringere Konzentrationen (vergleiche Tabelle 3.2) auf. In der Diskussion wird auf diesen Sachverhalt näher eingegangen.

4 Ergebnisse

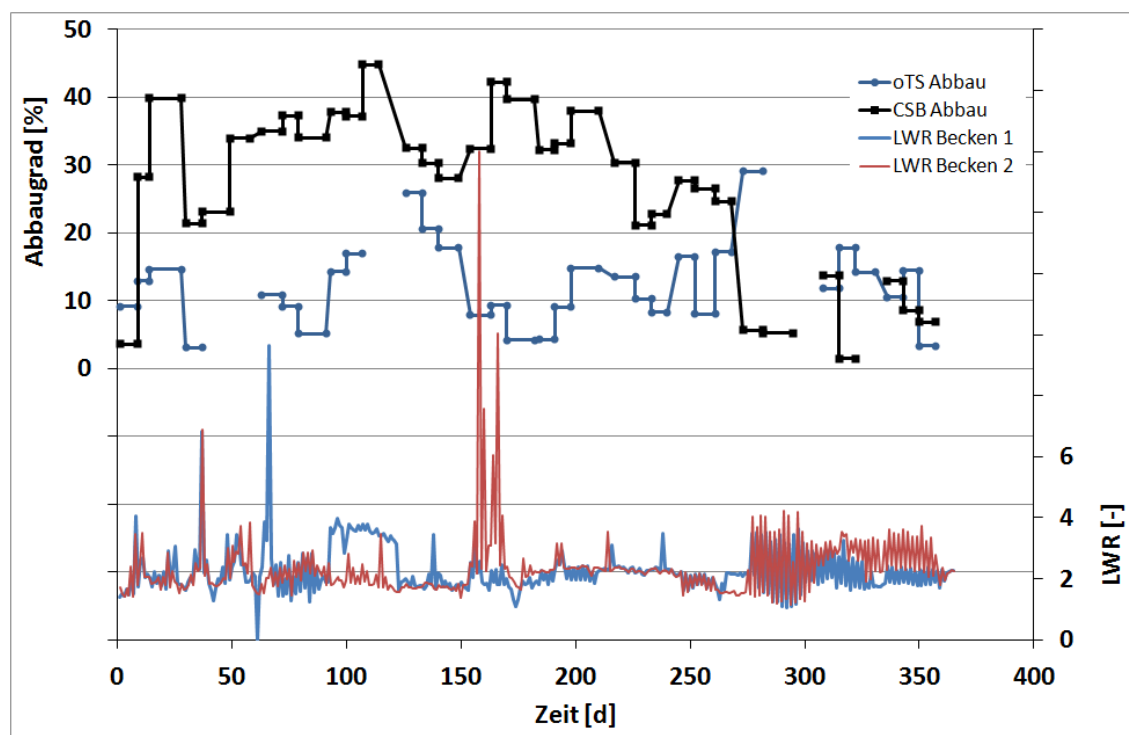


Abbildung 4.26: Abbauleistung und LWR der Aerobisierung in Abhängigkeit der Zeit

Im Anhang A.32 und A.33 sind die monatlichen Mittelwerte des Anteils organischer Trockensubstanz im Fermenter und der Aerobisierungslinie gegenübergestellt. Im Mittel sinkt der Anteil oTS in den Fermentern von 34,2 % beziehungsweise 33,6 % auf 33,1 % beziehungsweise 32,5 % in der Aerobisierung. Im Zeitraum September 2010 bis Januar 2011 (bis Dezember 2010 in Linie 2) und im April 2011 verringert sich der oTS-Gehalt gegenüber den Fermentern geringfügig, jedoch außerhalb der durch Messtoleranzen verursachten Schwankungsbreiten. In den übrigen Monaten ist praktisch keine Reduktion zu erkennen, weil der oTS-Gehalt annähernd gleich bleibt.

Zur Beurteilung der Abbauleistung muss der TS-Gehalt mit einbezogen werden, weil sich der oTS-Anteil auf die Trockensubstanz bezieht (vergleiche Kapitel 3.6.1). Eine Reduktion des TS-Gehaltes bewirkt demnach bei gleichbleibendem oTS-Gehalt einen Abbau. Im Anhang A.34 und A.35 sind die monatlichen Mittelwerte des Anteils der Trockensubstanz im Fermenter und der Aerobisierungslinie gegenübergestellt. Der TS-Gehalt sinkt im Durchschnitt von 3,9 % und 3,6 % in den Fermentern auf 3,4 % in beiden Aerobisierungslinien. Im Verlauf zeigt sich mit Ausnahme der Monate August 2010 und September 2010 für die Linie 1 grundsätzlich eine Abnahme des TS-Gehaltes in der Aerobisierung von bis zu 1,5 %. In der Linie 2 spiegelt sich diese Tendenz nicht wieder. Eine Reduktion des TS-Gehaltes ist zwischen September 2010 und Mai 2011 bis maximal 1,0 % erkennbar. Aufgrund geringer Differenzen der TS- und oTS-Gehalte zwischen den Zu- und Abflussvolumina sind folglich nur ge-

4.3 Ergebnisse der Versuche im großtechnischen Maßstab

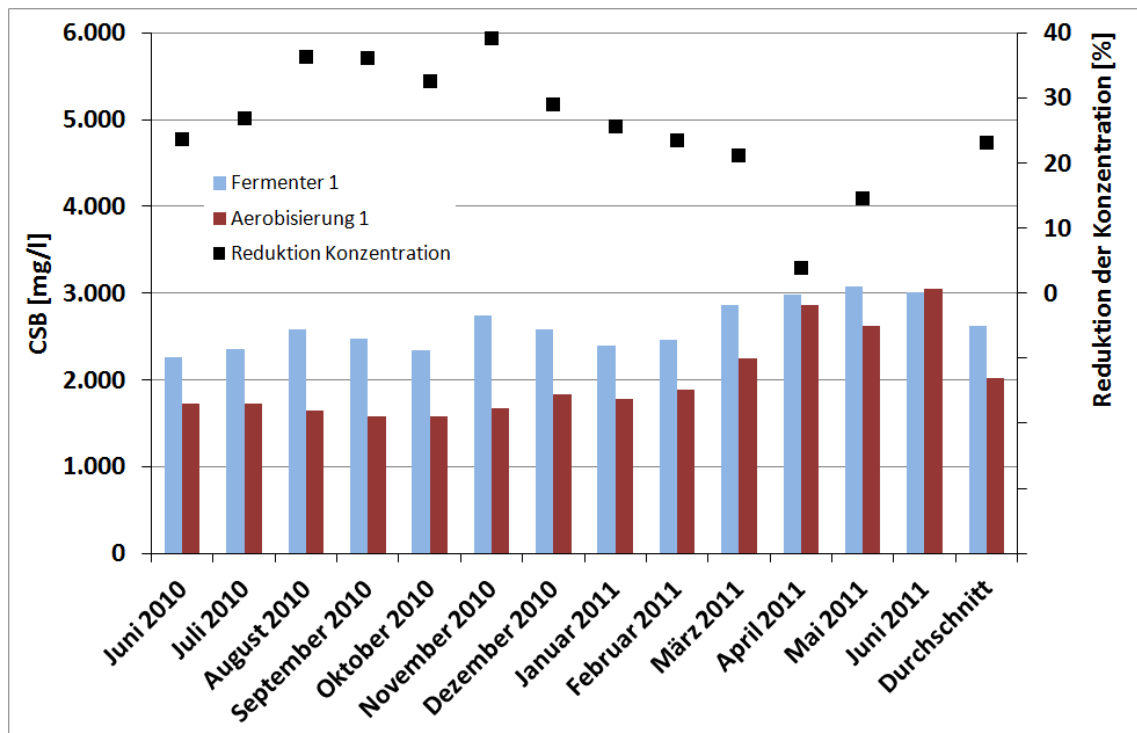


Abbildung 4.27: Verlauf der CSB-Konzentration im Fermenter 1 und der Aerobisierung 1

ringe Abbauleistungen des Parameters oTS zu erwarten (vergleiche Abbildung 4.26) gewesen.

4.3.3 Gegenüberstellung der Stickstoffkonzentrationen

Die Abbildung 4.28 zeigt die Mittelwerte der Ammonium- und Nitratkonzentrationen im Fermenter, der Aerobisierung und des Prozesswassers. Bis zu einer Versuchsdauer von etwa 200 Tagen sinkt in der Tendenz das Ammonium im Prozesswasser und der Aerobisierung auf unter 100 mg/l, im Fermenter auf circa 200 mg/l. Anschließend steigt die Konzentration des Prozesswassers stark auf bis zu 1.200 mg/l, die der Aerobisierung und des Fermenters auf bis zu 1.400 mg/l nach 380 Tagen an. Die Konzentrationsunterschiede zwischen den betrachteten Prozessstufen sowie dem Prozesswasser sind in diesem Zeitraum gering, jedoch sind einige stark abweichende Höchstwerte zu erkennen. Die Konzentration des Nitrats beläuft sich 200 Tage lang auf etwa 10 mg/l. Danach ist ein leichter Anstieg bis zum Versuchsende auf maximal 20 mg/l zu verzeichnen. Der Verlauf des Nitrats ist im Vergleich zu den Messwerten des Ammoniums deutlich gleichmäßiger.

4 Ergebnisse

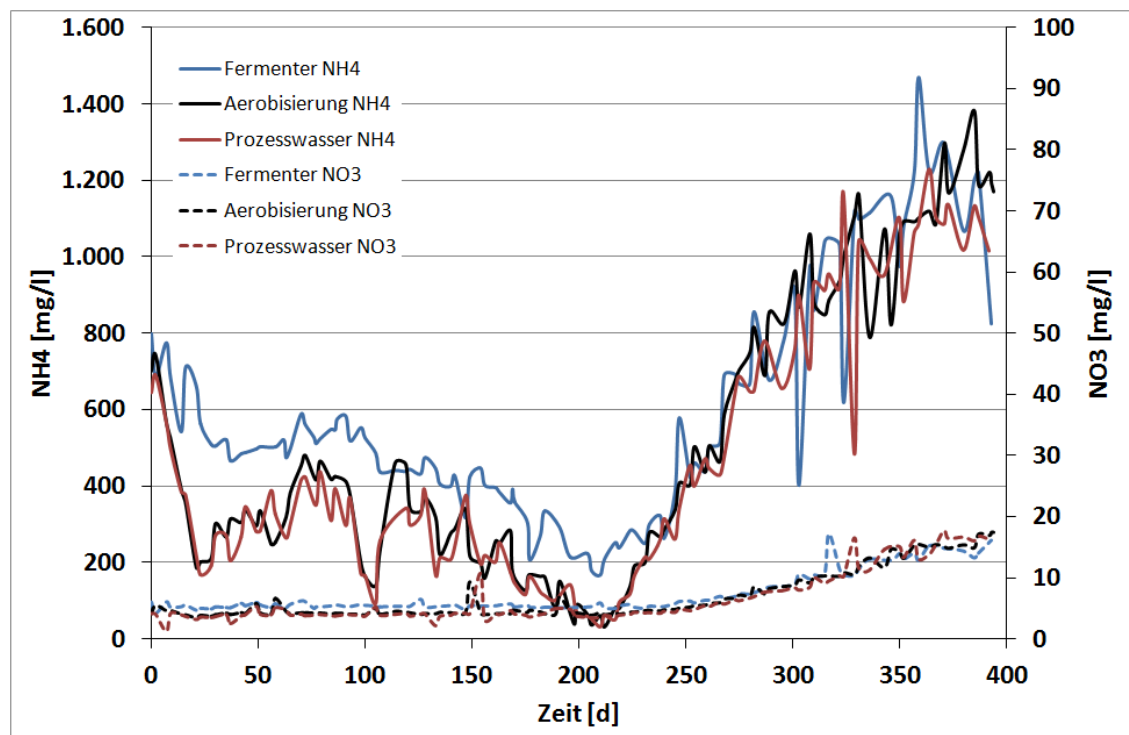


Abbildung 4.28: Verlauf der Stickstoffkonzentrationen ausgewählter Prozessstufen

4.3.4 Prozessparameter

pH-Wert

Abbildung 4.29 bildet die zeitlichen Verläufe der pH-Wert Messungen der Aerobisierung, den Fermentern und des Prozesswassers ab. Der durchschnittliche pH-Wert im Fermenter schwankt zwischen 7,0 und 7,5. Zum Ende des Betrachtungszeitraumes ist eine leicht ansteigende Tendenz zu erkennen. Der pH-Wert der Aerobisierung, sowie des Prozesswassers bewegt sich bis zu einer Versuchsdauer von 200 Tagen zwischen 7,0 und 7,7 beziehungsweise 7,5 und 8,0. Anschließend steigt der pH-Wert deutlich über 8,0 an. Im Prozesswasser werden pH-Werte über 8,5 gemessen. Die Verläufe der verglichenen Prozessstufen und des Prozesswassers weisen sehr ähnliche Tendenzen auf.

Temperatur

In der Abbildung 4.30 ist der Temperaturverlauf in Abhängigkeit der Zeit für die beiden Aerobisierungslinien und den Fermentern dargestellt. Es ist zunächst erkennbar, dass die Temperatur in den beiden Fermentern anfänglich vergleichsweise großen Schwankungen unterworfen ist. Ab einer Versuchsdauer von etwa 180 Tagen sind die Differenzen der Verläufe deutlich geringer. Es werden Temperaturen um 37°C erreicht. Die Temperaturkurven der Aerobisierungsbecken sind dagegen sehr hohen

4.3 Ergebnisse der Versuche im großtechnischen Maßstab

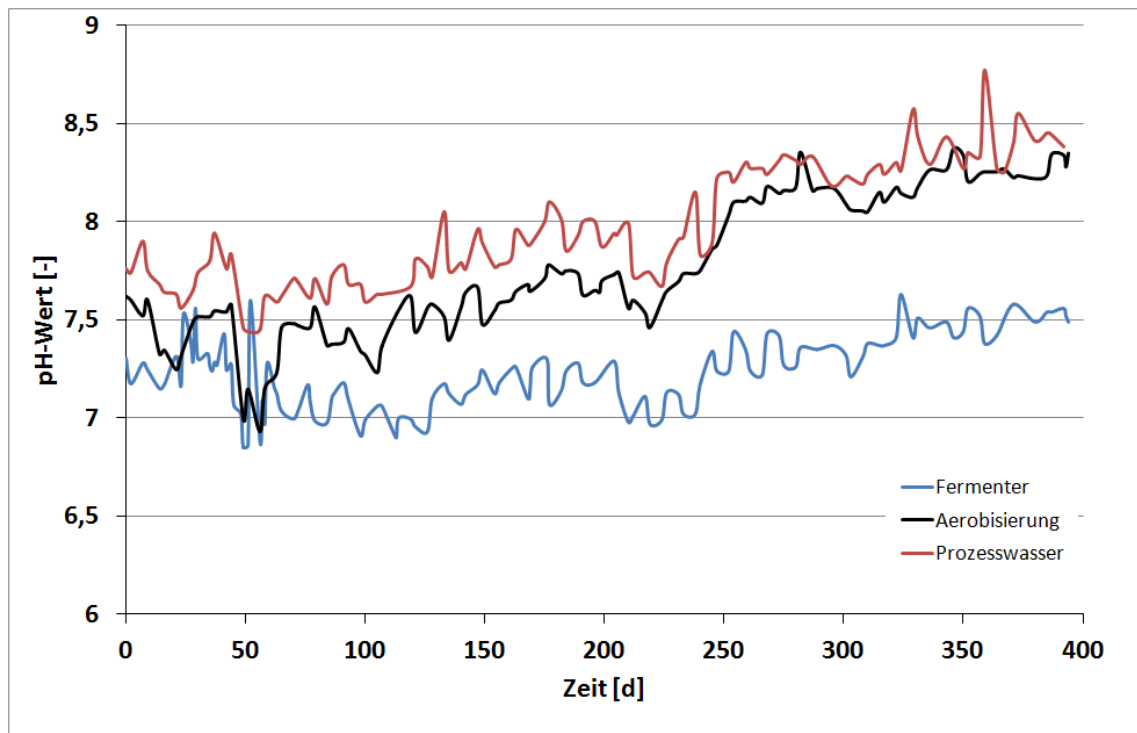


Abbildung 4.29: Ergebnisse der pH-Wert Messungen

Schwankungen unterworfen. Tendenziell ist eine Abnahme der Temperatur nach 100 Tagen bis auf ein Minimum zwischen 15 °C und 18 °C nach 180 Tagen erkennbar. Anschließend steigen die Temperaturen auf Werte zwischen 30 °C und 40 °C an.

Sauerstoffkonzentration

In der nachfolgenden Abbildung 4.31 sind die Ergebnisse der Sauerstoffmessungen differenziert nach den Behandlungslinien in Abhängigkeit der Zeit dargestellt. Die Messungen wurden durch das Anlagenpersonal mit einem Handmessgerät der Firma WTW entnommen.

In den ersten 180 Tagen ist die Sauerstoffkonzentration überwiegend unter 2 mg/l, zum Teil auch deutlich unter 0,5 mg/l. Anschließend steigt die Konzentration in beiden Becken nach circa 280 Tagen bis auf maximal 6,0 mg/l an und fällt schließlich bis zum Versuchsende auf das ursprüngliche Konzentrationsniveau unter 2,0 mg/l ab. Auffällig sind einige Maximalwerte, die Konzentrationen bis 10,0 mg/l erreichen. Im Durchschnitt beträgt die Konzentration in Becken 1, 2,16 mg/l und in Becken 2, 2,22 mg/l. Der Variationskoeffizient für die Messwerte in Becken 1 und Becken 2 beträgt 0,85 und 0,83.

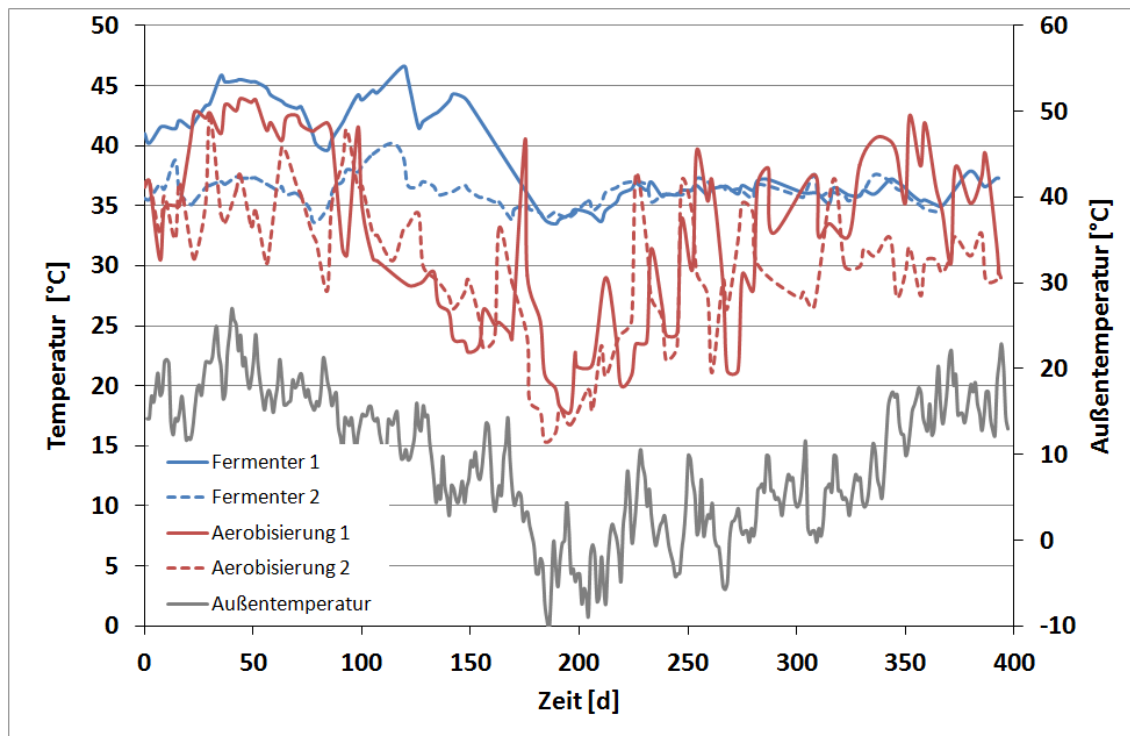


Abbildung 4.30: Temperaturverlauf der Aerobisierungslinien und der Fermenter

4.3.5 Energieverbrauch und Energieeffizienz der MBA

Die Ergebnisse zur Energiebilanz der MBA sind in der Tabelle 4.7 dargestellt. Es werden der Energieverbrauch, die Energieerzeugung sowie die Energiebereitstellung differenziert nach der thermischen und elektrischen Energieerzeugung durch die HWR-Fraktion (externe Energieerzeugung) und die Verwertung des Biogases gegenübergestellt. Aus dem Energieeintrag (Abfall), der erzeugten Energie und der verbrauchten Energie wird schließlich der energetische Wirkungsgrad bestimmt. Die Energieverbräuche durch den Transport der HWR-Fraktion, die Deponierung und entsprechenden Gutschriften durch beispielsweise die Metallausschleusung oder Stromeinspeisung sind in der Bilanz nicht berücksichtigt. Im Betrachtungszeitraum ergibt sich ein Gesamtwirkungsgrad von 39,7 %. Der Energieverbrauch der Aerobisierung (Verdichtereinheit und Rührwerke) beträgt gemessen am Verbrauch der biologischen Stufe 45 % und am Gesamtverbrauch der MBA 20 %. Der spezifische Energieverbrauch der Aerobisierung bezogen auf den Anlageninput von 97.617 Mg beziehungsweise auf den Input der Aerobisierung von circa 250.000 m³ beträgt somit 21,5 kWh/Mg beziehungsweise 8,4 kWh/m³.

Thermische Energieentwicklung im Aerobisierungsbecken

Bereits in Kapitel 4.1 sind Untersuchungen im Labormaßstab zur thermischen Energieentwicklung des Substrates durchgeführt worden. Aufgrund der biochemischen

4.3 Ergebnisse der Versuche im großtechnischen Maßstab

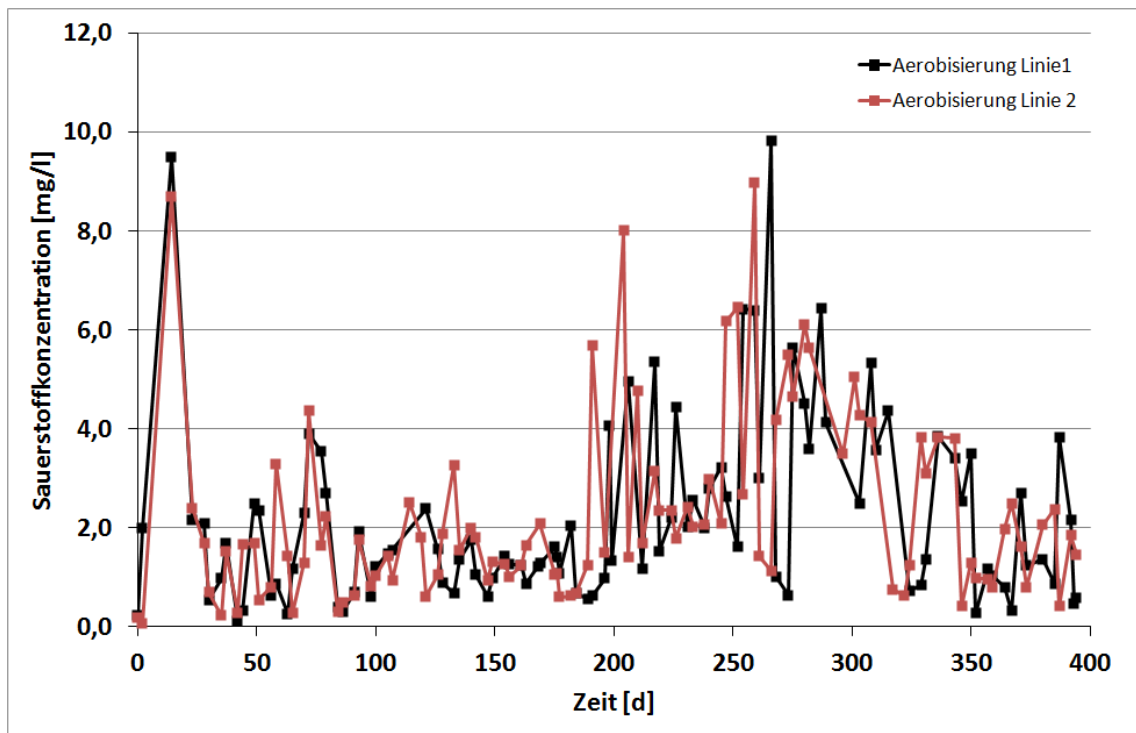


Abbildung 4.31: Sauerstoffkonzentration in den Aerobisierungsbecken

Umsetzung organischer Substanz in Form einer exothermen Reaktion ist eine Wärmeentwicklung und damit einhergehend eine Erhöhung der Temperatur im Substrat zu erwarten gewesen und bestätigt worden.

Auf Basis des durchschnittlichen oTS-Abbaus im Becken innerhalb der Verweilzeit von 8 Tagen wird die thermische Energieentwicklung berechnet. Die Abstrahlung der Energie erfolgt dabei über die Fläche der Außenwände des Betonbeckens. Die Wände sind aus Stahlbeton und weisen eine Breite von 0,40 m ohne Isolation auf. Die Abstrahlung über den Boden wird aufgrund der Isolationswirkung vernachlässigt. Die Energie durch die Verdunstungsenthalpie über die Oberfläche ist ebenfalls zu vernachlässigen, weil das Becken nach oben hin abgeschlossen ist und die Temperatur eigenen Messungen zufolge in der maximal 1 m mächtigen Luftschicht über dem Substrat annähernd der Substrattemperatur entspricht. Eine Temperaturdifferenz ist somit nicht vorhanden und folglich auch kein Energieaustrag über die Enthalpie gegeben. Die Luftschicht wirkt als Isolator und würde bei einer Temperaturdifferenz von maximal 40 °C 1 kW Energie abstrahlen. Diese Größenordnung ist somit bei der Energiebilanz im Becken zu vernachlässigen.

Grundlagen für die Berechnung sind:

- Energie für den Abbau von organischer Substanz ($C_6H_{12}O_6$): 16 kJ/g
- Verweilzeit: 192 Stunden
- Wärmeleitfähigkeit Stahlbeton: 2,3 W/m·K

4 Ergebnisse

- Breite d : 0,40 m und Gesamtfläche F : 928 m²
- Wärmedurchgangskoeffizient U Luft: 0,026 W/m²·K ($d=1,0$ m/ $F=720$ m²)
- Wärmedurchgangskoeffizient U Stahlbeton: 5,75 W/m²·K ($d=0,4$ m/ $F=928$ m²)

Die Abbildung 4.32 zeigt die thermische Energie aus dem Abbau organischer Substanz in Abhängigkeit vom Abbaugrad. Ebenfalls ist die Energie aus der Abstrahlung der Stahlbetonoberfläche des Aerobisierungsbeckens in Abhängigkeit von der Temperaturdifferenz zwischen der Umgebungsluft und dem Beckeninnenraum dargestellt, respektive die Temperatur des Substrates. Um eine Überhitzung des Beckens zu verhindern, müsste die Energieentwicklung im Becken geringer als die Energie durch die Abstrahlung sein. Exemplarisch zeigt sich bei einer Energiefreisetzung von 200 kW ein oTS-Abbaugrad von circa 14 %. Um eine Abstrahlungsenergie des Aerobisierungsbeckens von 200 kW zu erreichen, müsste die Temperaturdifferenz 36 °C betragen. Im Jahresdurchschnitt beträgt die Differenz zwischen Außen- und Innentemperatur des Beckens 27 °C, was einer Abstrahlungsenergie von 148 kW entspricht. Die durchschnittliche Energieentwicklung durch den oTS-Abbaugrad (etwa 14 %) beträgt 196 kW.

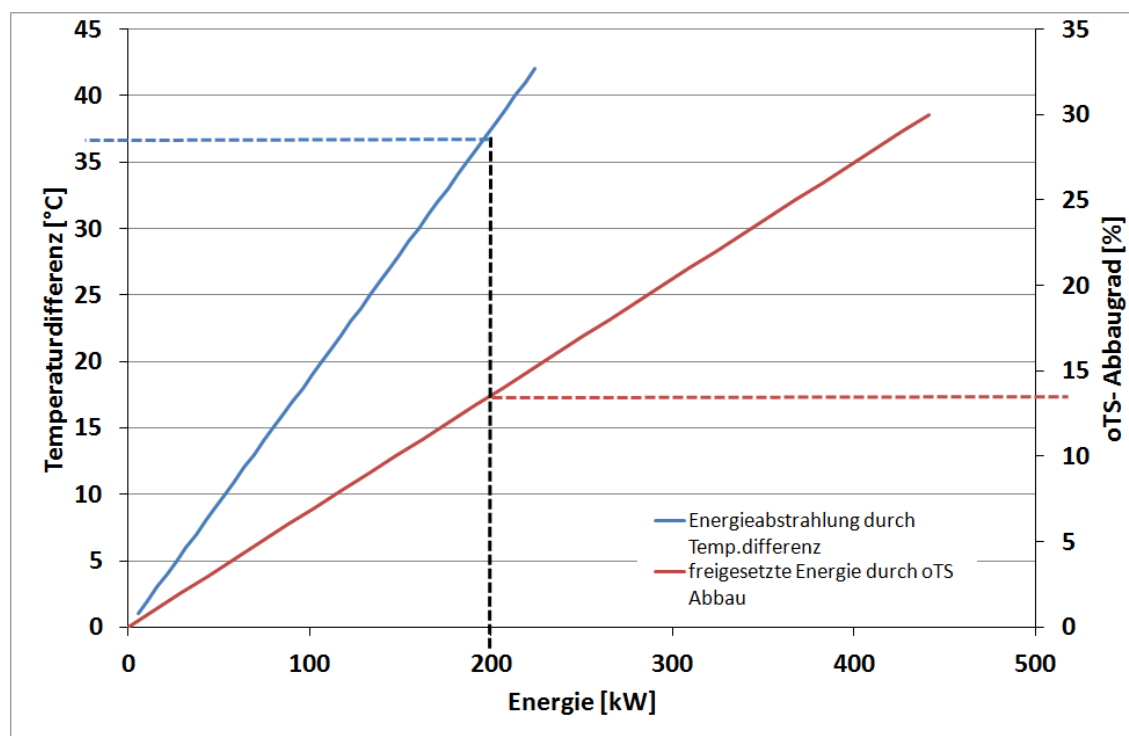


Abbildung 4.32: Thermische Energie aus Abstrahlung und oTS-Abbau

Im Anhang A.38 ist die thermische Energie- und die Abstrahlungsenergieentwicklung im Jahresdurchschnitt dargestellt. Die Abstrahlungsenergie erreicht Werte zwischen

4.3 Ergebnisse der Versuche im großtechnischen Maßstab

100 kW und 200 kW. Im Versuchszeitraum zwischen 100 und 250 Tagen steigt diese Energie von circa 100 kW auf 200 kW, um anschließend sukzessiv auf 100 kW abzusinken. Die thermische Energie durch den oTS-Abbau ist starken Schwankungen zwischen minimal 22 kW und maximal 530 kW unterworfen.

4.3.6 Auswertung der Ergebnisse der MBA

Einfluss der Belüftungsintensität auf die Abbauleistung des Parameters oTS und die Abnahme des CSB

Bedingt durch die dynamischen Voraussetzungen im Aerobisierungsbecken sowie einem diskontinuierlichen Zu- und Ablauf ist die biochemische Zusammensetzung des Substrates geringeren pH-Wert- und Konzentrationsschwankungen als im Batch-Ansatz aufgrund der kontinuierlichen Durchmischung unterworfen. Es ist jedoch zu berücksichtigen, dass im Bereich des Substrateintrages im Behandlungsbecken zunächst von deutlichen Konzentrationsschwankungen durch den Eintrag unbehandelten Gärrests auszugehen ist.

Die Proben sind nicht grundsätzlich zum gleichen Zeitpunkt und durch die selbe Person gezogen worden. Aufgrund dieser Voraussetzungen sind Unterschiede in den Analyseergebnissen zu erwarten. Eine entsprechende Spülung des Heizkreislaufsystems der Fermenter beziehungsweise des Kühlkreislaufes der Aerobisierung als Voraussetzung einer homogenen Probenahme unter gleichen Bedingungen ist nach Aussage des Anlagenpersonals der Probenahme grundsätzlich vorausgegangen.

Der Verlauf der Abbauleistung des CSB weist deutliche Schwankungen im Betrachtungszeitraum auf. Nach einer Versuchsdauer von etwa 270 Tagen sinkt der Abbaugrad von maximal 40 % auf unter 15 %. In diesem Zeitraum wurde die Belüftungsart in der Aerobisierungsstufe von einer kontinuierlichen auf eine alternierende Belüftung umgestellt, das heißt im Intervall von einem Tag wurde die Belüftung abwechselnd an- und wieder ausgestellt. Diese Maßnahme kann eine Unterversorgung von Sauerstoff der Mikroorganismen bewirkt und zu einem verminderten CSB-Abbau geführt haben. Die mittlere Konzentration des CSB nimmt im Vergleich zu den Fermentern in der Aerobisierung durchschnittlich um 20 % ab. Ab März 2011 sind deutlich höhere Konzentrationen zu erkennen, die in der Aerobisierung kaum reduziert werden. Die vergleichsweise höheren Konzentrationen sind auf die Rezirkulierung von unbehandeltem Prozesswasser aufgrund steigender Behandlungskosten zurückzuführen.

Der oTS-Abbaugrad ist im Durchschnitt unter 15 % und damit deutlich geringer als die erreichten Abbauleistungen in den durchgeführten Laborversuchen (vergleiche Kapitel 4.1.7 und 4.2.7), was auf die deutlich geringere Behandlungszeit (durchschnittliche Verweilzeit von circa 8 Tagen) und die mögliche, bereits dargestellte Sauerstoffunterversorgung durch die alternierende Belüftung zurückzuführen ist.

Die Ergebnisse der Korrelation zwischen oTS und CSB sind im Anhang A.37 dargestellt und zeigen keinen signifikanten linearen Zusammenhang. Es lässt sich jedoch eine Häufigkeitsverteilung erkennen, deren Schwerpunkt zwischen 1.400 mg/l

4 Ergebnisse

bis 1.800 mg/l CSB und einer oTS-Fracht zwischen 48.000 und 60.000 kg liegt. Aufgrund dargelegten Sachverhalts bezüglich der Probenahme ist eine lineare Korrelation nicht zu erwarten gewesen.

Stickstoffkonzentrationen und pH-Wert

Nach einer Versuchsdauer von etwa 250 Stunden ist ein deutlicher Anstieg der Ammoniumkonzentration auf maximal 1.400 mg/l zu verzeichnen. Dieser Verlauf ist auf die Rezirkulation des nahezu unbehandelten Prozesswassers zurückzuführen, welche eine Aufkonzentration des Ammoniums bewirkt. Eine Reduktion des Ammoniums ist aufgrund einer Substratüberschusshemmung (vergleiche Kapitel 2.2.4) durch die entsprechend hohe Konzentration nicht zu erwarten, was der sehr geringe Nitratgehalt in der Aerobisierung ebenfalls bestätigt. Mit dem Anstieg der Ammoniumkonzentration steigt auch der pH-Wert von durchschnittlich 7,5 auf einen Wert von 8,5 in der Aerobisierung und dem Prozesswasser an. Durch den Anstieg des pH-Wertes verschiebt sich das Dissoziationsgleichgewicht zu Gunsten des giftigen Ammoniaks, das heißt Anteile des Ammoniums werden als Ammoniak in die Gasphase ausgestrippt (vergleiche Kapitel 4.1.3). Es ist folglich aufgrund der hohen Ausgangskonzentration des Ammoniums und der pH-Wert-Verschiebung in den leicht alkalischen Bereich mit deutlich erhöhten Ammoniakgehalten in der Abluft der Aerobisierung zu rechnen. Punktuelle Messungen an den Revisionsluken der Rührwerke bestätigen diese Annahme. Es wurden dort Konzentrationen von über 600 ppm ($0,46 \text{ g/m}^3$) gemessen. Messungen eines externen Ingenieurbüros haben Werte um $0,1 \text{ g/m}^3$ (130 ppm) gemessen.

Sauerstoffgehalt

Die im Aerobisierungsbecken installierte Sauerstoffsonde lieferte keine belastbaren Ergebnisse, weil sie an der Basis des Beckens an der Außenwand installiert worden ist. In diesem Bereich ist nicht von einer repräsentativen Messung auszugehen. Die vorliegenden Werte basieren auf händische Messungen nach der Probenahme. Die im Diagramm 4.31 erkennbaren Peaks von bis zu 10 mg/l sind als fehlerhafte Messungen einzustufen, weil die Sättigungskonzentration aufgrund der Temperatur von 30 bis 35 °C zwischen 7,0 mg/l und 7,7 mg/l liegt. Überwiegend sind Konzentrationen von deutlich unter 2,0 mg/l gemessen worden, die im Bereich der Siedlungswasserwirtschaft als kritisch einzustufen sind, weil die Versorgung der Mikroorganismen eingeschränkt sein kann (vergleiche Kapitel 2.4.4).

Im Bereich um 280 Tage Versuchsdauer ist ein deutlicher Anstieg der Werte erkennbar, der auf die zu dieser Zeit einsetzende alternierende Belüftung zurückzuführen ist. Zu diesem Zeitraum sind die Abbauraten des CSB sehr niedrig, woraus zu schließen ist, dass der für den Abbau benötigte Sauerstoffbedarf entweder zu niedrig war, was folglich die Konzentration im Substrat anstiegen ließ, oder vorwiegend schwerabbaubare Komponenten im Substrat vorhanden waren. Zu berücksichtigen ist aber auch die erhöhte Sättigungskonzentration aufgrund niedriger Temperaturen

des Substrates in den jahreszeitlich bedingten kälteren Monaten. Es ist demnach nicht grundsätzlich auseinander zu halten, ob der Anstieg der Sauerstoffkonzentration durch mikrobielle Inaktivität oder durch eine verbesserte Aufnahmekapazität aufgrund niedriger Temperaturen zurückzuführen ist. Im Winter sind Temperaturen im Becken bis 20 °C messbar, im Sommer circa 37 °C (vergleiche Abbildung 4.30). Durch die niedrige Temperatur im Winter steigt die Aufnahmekapazität um 2,5 mg/l.

Energieentwicklung und Selbsterhitzung

Die Berechnungen zur Energieentwicklung im Aerobisierungsbecken haben gezeigt, dass allein durch die Abstrahlungskapazität der Stahlbetonwände nicht genügend Energie aus dem Becken abgeführt werden kann. Somit ist das energetische Potenzial durch den Abbau der organischen Substanz im Becken größer als die Energie durch die Abstrahlung, was zu einer Erhöhung der Temperatur im Becken führt. Dieser Sachverhalt ist bereits im Labormaßstab nachgewiesen worden (vergleiche Kapitel 4.1).

Die Belüftung kann aus konstruktiven Gründen dem System kaum Energie entziehen. Untersuchungen von Wagner & Loock (2009) zufolge kann die Lufttemperatur bei den zur Kompression eingesetzten Drehkolbengehäusen auf bis 140 °C erwärmt werden. In diesem Zusammenhang sei zudem erwähnt, dass aus thermischen Gründen der maximale Förderdruck 1.000 mbar beträgt, was etwa einer Einblastiefe von 8 m im Belebungsbecken entspricht. Druckverluste durch die Belüftungsrohre und das Belüftungssystem sind hier bereits abgezogen. Eigenen Messungen zufolge haben Temperaturen der Belüftungsrohre direkt nach den Drehkolbengehäusen von bis zu 70 °C ergeben. Durch den hydrostatischen Druck am Boden des Beckens von 800 bis 1.000 mbar bleibt die Luft einem Staudruck ausgesetzt, welcher eine deutliche Abkühlung durch eine Entspannung der komprimierten Luft entgegen wirkt.

Zudem werden die Belüftungskanäle auf der Innenseite des Beckens von oben zum Beckenboden geführt. Die Rohre verlaufen demnach der Beckenfüllhöhe entsprechend im erwärmten Substrat entlang. Ein „kühlender“ Effekt ist durch den Lufteintrag bedingt durch die niedrige Wärmeleitfähigkeit der Luft (0,0262 W/(m·K)) und einer nicht vorhandenen Temperaturdifferenz zwischen Substrat und Belüftung nicht zu erwarten. In der Kompostierung wird aufgrund des Temperaturgefälles zwischen Lufteintrag und Luftaustrag der Miete sowie des Wassergehaltes der Luft ein Energieaustrag (Kühlung) durch die Verdampfungsenthalpie erreicht. Dies ist durch den beschriebenen Sachverhalt nicht gegeben. Die Betrachtung der Verdampfungsenthalpie ist daher nicht maßgebend.

Im Jahresdurchschnitt sind die Temperaturdifferenzen zwischen Substrat und Umgebungsluft von maximal 42 °C zu erwarten gewesen. Die Abstrahlungsleistung über die Außenwand kann damit maximal 200 kW betragen, was ebenso einer Abbauleistung von 13 % oTS entspricht. Bereits geringe Abbauleistungen führen somit zu einem entsprechenden Wärmeübertrag des Substrates, weil die Abstrahlungsleistung in Abhängigkeit von der Temperaturdifferenz zu gering ist.

4 Ergebnisse

Die deutliche Absenkung der Temperatur des Substrats im Zeitraum von 180 bis 230 Tagen auf etwa 15 °C ist auf die jahreszeitlich bedingten niedrigen Außentemperaturen zurückzuführen. Aufgrund der Temperaturdifferenz und der nicht isolierten Außenwände der Becken steigt die Abstrahlungsleistung stark an. Entsprechend wird dem Substrat thermische Energie entzogen und die Temperatur im Substrat sinkt deutlich ab.

4.3 Ergebnisse der Versuche im großtechnischen Maßstab

Tabelle 4.7: Energetische Bilanz der MBA

Energiegehalt Abfallinput 97.617 Mg (Heizwert: 8.600 kJ/kg)	233.196.167	kWh
Energieverbrauch biologische Aufbereitung		
- Mixer	-143.000	kWh
- Sandfang	-309.000	kWh
- Vergärung	-1.050.000	kWh
- Aerobisierung Verdichtung	-1.079.000	kWh
- Aerobisierung Rührwerk	-1.015.000	kWh
- Trocknung	-452.000	kWh
- RTO	-538.000	kWh
- Dekanter	-101.000	kWh
- SUMME	-4.687.000	kWh
Energieverbrauch mechanische Aufbereitung	-1.894.367	kWh
SUMME Energieverbrauch MBA	-6.581.367	kWh
Energieerzeugung (Biogas)	2.200.000	m ³
BHKW elektrische Energie	3.400.000	kWh
BHKW thermische Energie (Abwärme und Abgas)	5.300.000	kWh
RTO/ Trockner: thermische Energie aus Biogas	-3.800.000	kWh
SUMME Nettoenergieertrag Biogas	4.900.000	kWh
Energieerzeugung (HWR)		
HWR 60.153 Mg (Heizwert: 12.266 kJ/kg)	184.636.292	kWh
- 17 % in Bremen MKK		
10.226 Mg, 34.842.000 kWh η elektr./therm. Bundesdurchschnitt 45%	14.124.663	kWh
- 16 % in Bremen MHKW		
9.625 Mg, 32.795.000 kWh η elektr./therm. Bundesdurchschnitt 45%	13.294.531	kWh
- 67 % in B+T Witzenhausen η elektr. = 15,4%	18.921.959	kWh
40.030 Mg, 136.391.000 kWh η therm. = 38,9%	47.796.376	kWh
SUMME HWR	94.137.528	kWh
Gesamtenergieerzeugung	102.837.528	kWh
Gesamtenergiebedarf/verbrauch, MBA	-10.381.367	kWh
Nettoenergieüberschuss Gesamt	92.456.161	kWh
Energetischer Wirkungsgrad	39,65%	

4.4 Einfluss der Geräteabmessungen auf die Reproduzierbarkeit der Versuchsergebnisse

In den Kapiteln 4.1 und 3.6 ist bereits auf die Sauerstoffversorgung und die Probenahme aus den 2l-Reaktoren eingegangen worden. Aufgrund des im Gegensatz zu den 100l-Reaktoren (H/D : 2,49) ungünstigen Verhältnisses von Reaktorhöhe zu -durchmesser (2l-Reaktor: H/D 1,42) ist nicht von einer optimalen Sauerstoffversorgung (vergleiche Kapitel 2.2.5) auszugehen, weil die Verweilzeit der 2l-Reaktoren verhältnismäßig geringer ist. Für die Analysen standen aufgrund des Reaktorvolumens nur sehr geringe Probenvolumina zur Verfügung (vergleiche Kapitel 3.6.3). Durch diesen Sachverhalt ist eine eingeschränkte Repräsentativität der Probe und eine hohe Streuung der Analyseergebnisse zu erwarten. Es ist demnach davon auszugehen, dass die Ergebnisse in den 2l-Reaktoren vergleichsweise hohen Schwankungen innerhalb der einzelnen Versuchsreihen unterworfen sind. Zur Bestimmung der Schwankungsbreiten der Ergebnisse innerhalb der Versuchsreihen (2l-/100l-Reaktoren) sind die Variationskoeffizienten, also die auf den Mittelwert bezogene Standardabweichung, differenziert nach den Versuchsmaßstäben berechnet worden und in Abbildung 4.33 dargestellt. Überwiegend niedrige Variationskoeffizienten deuten dabei auf eine verhältnismäßig gute Reproduzierbarkeit der Ergebnisse hin und lassen bei den Parallelsätzen der Versuchsreihen auf sehr ähnliche dicht beieinander liegende Kurvenverläufe schließen.

Es zeigt sich für den Parameter σ_{TS} der Versuchsreihen mit den 100l-Reaktoren eine sehr ausgeprägte Häufigkeit des Variationskoeffizienten im Bereich 0-0,05. Demnach ist die auf den Mittelwert bezogene relative Standardabweichung in über 50 % der Fälle kleiner als 5 % und in über 20 % der Fälle kleiner als 10 %. Die Abweichungen σ_{TS} der 100l-Reaktoren bewegen sich im Gegensatz zu den Versuchsreihen der 2l-Reaktoren folglich in einem sehr schmalen Bereich und zeigen somit eine gute Reproduzierbarkeit der Ergebnisse. Eine ähnliche, wenn auch deutlich geringer ausgeprägte Tendenz ist für den Parameter TOC erkennbar (siehe Abbildung A.29 im Anhang). Für den CSB (siehe Anhang A.30) ergeben sich gegensätzliche Verläufe. In über 40 % der Fälle ist die relative Abweichung der Ergebnisse der 2l-Reaktoren kleiner als 5 % und in über 30 % der Fälle kleiner 10 %.

Im Anhang B.7 und B.8 sind die errechneten Variationskoeffizienten in Abhängigkeit von den Versuchsreihen und der Reaktorgröße tabellarisch aufgelistet.

In der Tabelle 4.8 sind die F-Werte der unterschiedlicher Varianten dargestellt. Ausgehend von der Fragestellung, inwieweit die Ergebnisse der Versuchsreihen der 2l-Reaktoren und der 100l-Reaktoren sich unterscheiden.

Für das gewählte Signifikanzniveau von 5 % ergibt sich der kritische Wert des F-Quantils von $F^*=4,23$. Die Varianzanalysen zeigen, dass die Werte der Testgröße, ausgenommen der Variante Endkonzentration CSB, für keine weitere Variante überschritten werden. Hieraus folgt mit Ausnahme der CSB-Ergebnisse, dass die Abbauleistungen der gewählten Parameter in den 2l-Reaktoren sich nicht signifikant von denen der 100l-Reaktoren unterscheiden.

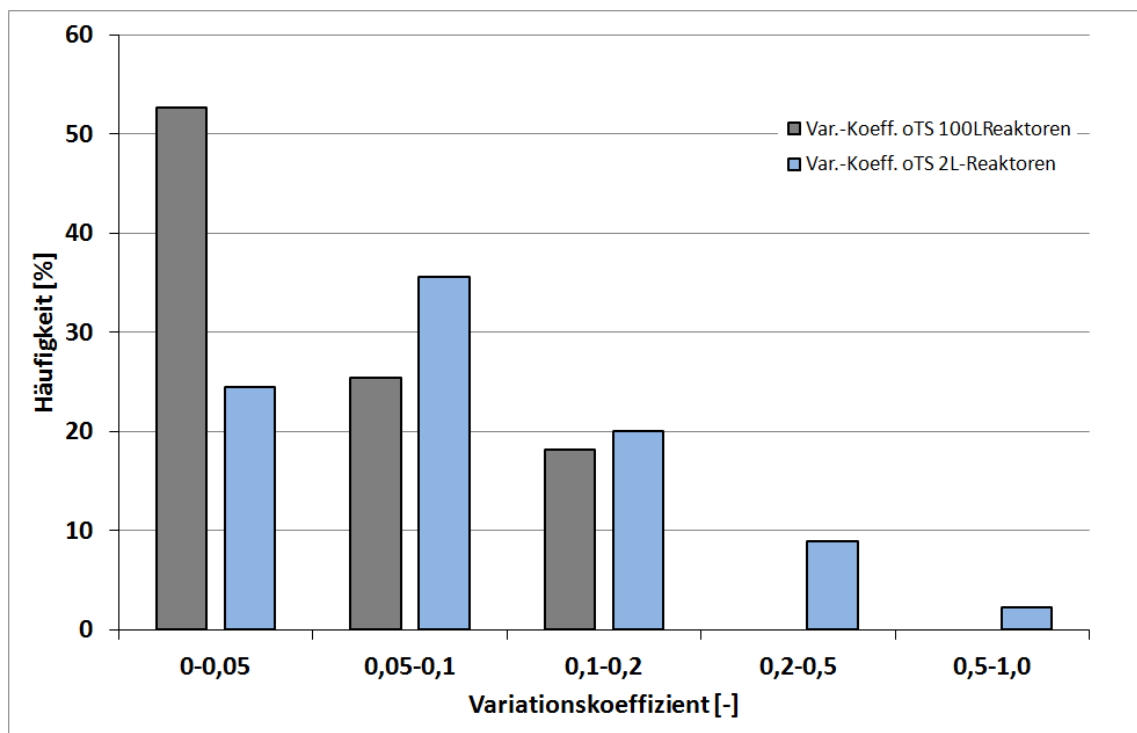


Abbildung 4.33: Häufigkeit der Variationskoeffizienten des oTS

Tabelle 4.8: Testgröße F der Varianzanalysen des Variantenvergleichs

Varianten	CSB F	TOC F	oTS F
Abbauleistung 2l- zu 100l-Reaktoren	2,46	1,57	1,45
Konzentration Beginn 2l- zu 100l-Reaktoren	4,06	1,10	
Konzentration Ende 2l- zu 100l-Reaktoren	7,85	1,14	

Die statistische Auswertung hat zusammenfassend gezeigt, dass sich die unterschiedlichen Reaktortypen in Bezug auf die Abbauleistung nicht signifikant unterscheiden. Jedoch sind die Abweichungen der Analysen (vergleiche Ergebnisse Variationskoeffizienten) der 100l-Reaktoren deutlich geringeren Streuungen unterworfen. Zudem konnte eine eindeutige lineare Beziehung zwischen TOC zu CSB hergestellt werden, was auf eine im Vergleich zu den 2l-Reaktoren deutlich repräsentativere Probenahme schließen lässt. Durch ein gutes Verhältnis von Reaktordurchmesser zu Reaktorhöhe wird zudem die Durchmischung und die Sauerstoffversorgung begünstigt.

4.5 Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Auswertungen der Anlagendaten

4.5.1 Vorbemerkung

Ein Vergleich der Ergebnisse der durchgeführten Versuche mit den Auswertungen der Anlagendaten ist aufgrund einiger unterschiedlicher Randbedingungen nur bedingt möglich. Der Betrieb in der Anlage ist kontinuierlich während die Versuche im Batch-Ansatz durchgeführt worden. Bei der Bewertung der Abbauleistung ist zudem zu berücksichtigen, dass die hydraulische Verweilzeit im Aerobisierungsbecken etwa 8 Tage beträgt, die Versuchsdauer in den Reaktoren hingegen drei Wochen. In Kapitel 4.4 wurde gezeigt, dass die Ergebnisse der Versuche der 100l-Reaktoren im Vergleich zu den Laborversuchen eine deutlich geringere Schwankungsbreite aufweisen sowie eine statistisch nachgewiesene bessere Reproduzierbarkeit. Es wird sich daher bei den Vergleichen vorzugsweise auf die Ergebnisse der 100l-Reaktoren bezogen.

4.5.2 Vergleich der Abbauleistung

Die Versuche haben eine Abbauleistung der organischen Trockensubstanz und des CSB zwischen minimal 30 % und maximal 68 %, beziehungsweise 25 % bis 60 % erreicht. Im Aerobisierungsbecken wurde eine CSB-Abbauleistung zwischen 5 % und 45 % erreicht. Der Abbaugrad der organischen Trockensubstanz ist vielfach im Bereich zwischen 5 % und 20 %.

Die geringere Abbauleistung im Becken ist auf die Verweildauer von 8 Tagen zurückzuführen und auf die Schwankungen der biochemischen Zusammensetzung durch den diskontinuierlichen Zu- und Abfluss der Aerobisierung (vergleiche Kapitel 4.3.6).

Die Randbedingungen der Versuche im technischen Maßstab und Labormaßstab lassen die Annahme zu, dass hier die maximal mögliche Abbauleistung erzielt wird, weil überwiegend die Abbauleistung einem konstanten Wert entgegen strebt. Vor diesem Hintergrund würde die Abbauleistung des CSB nach 8 Tagen Verweilzeit in den Reaktoren zwischen 20 % und 30 % liegen. Im Vergleich mit der Aerobisierung werden dort ähnliche Wertebereiche erreicht. Die Abbauleistung des oTS hingegen ist in den Reaktoren nach einer Dauer von 8 Tagen deutlich höher. Vergleichsweise geringere Abbauraten im Aerobisierungsbecken sind zu erwarten, weil die Durchmischung und die Sauerstoffversorgung nicht gleichmäßig sind. So können Zonen geringerer Sauerstoffversorgung entstehen und den Substratabbau entsprechend beeinflussen. In der Literatur (vergleiche Kapitel 2.5.2) wird ein Abbaugrad des CSB von 53 % erreicht, der durch eigene Untersuchungen und Auswertungen der Anlagendaten nicht nachvollzogen werden kann. Dies ist auf die Anlagentechnik zurückzuführen. Das Aerobisierungsbecken ist in diesem Fall in mehrere von einander getrennte individuell belüftete Kompartements eingeteilt, welche eine effizientere Prozesssteuerung zulässt und als Folge davon die Abbauleistung erhöht wird.

Leichtabbaubare Komponenten, ausgedrückt durch den BSB₅ (vergleiche Anhang A.36) früherer Messkampagnen, werden bis zu 90 % im Becken abgebaut. Durch die

4.5 Vergleich der Versuchsergebnisse und den Anlagendaten

Aufkonzentration aufgrund der Prozesswasserkreislaufführung ist der durchschnittliche BSB_5 auf circa 1.200 mg/l gestiegen und wird in den 100l-Reaktoren um bis zu 90 % nach 192 Stunden reduziert. Eine direkte Übertragung dieser Ergebnisse ist aus genannten Gründen nicht möglich. Es zeigt jedoch, dass zum einen die Abbauleistung leicht zugänglicher Substanzen ausgedrückt durch den BSB_5 etwa 90 % beträgt, zum anderen das der Fermenteraustrag (Gärrest) grundsätzlich leichtabbaubare Substanzen aufweist. Sowohl die Ergebnisse zum Abbau des BSB_5 als auch die Auswertung der Anlagendaten entsprechen etwa den Angaben der Literatur (vergleiche Kapitel 2.5.2).

4.5.3 Stickstoffreduktion

In den Versuchen ist eine vollständige Nitrifikation, bedingt durch die einsetzende Hemmwirkung (Bildung salpetriger Säure), und die damit einhergehenden Absenkungen des pH-Wertes in den sauren Bereich nicht etabliert worden, weil in dem Batch-Ansatz kein Puffersystem, wie zum Beispiel durch den Eintrag von Substrat, zur Verfügung stand (vergleiche Kapitel 4.2.4). Ergänzend wurde in Versuchen die Bildung von Ammoniak in der Gasphase durch eine unzureichende Pufferkapazität des Substrates bei Ammoniumkonzentrationen über 1.000 mg/l nachgewiesen.

Die Aerobisierung zeigt nun einen identischen bereits in den Versuchen nachgewiesenen Sachverhalt. Die Aufkonzentration des Ammoniums bewirkt eine Verschiebung des pH-Wertes in den alkalischen Bereich. Eine entsprechende Reduktion durch die Nitrifikation ist nicht zu erwarten, vielmehr wird das Ammonium als Ammoniak in die Gasphase überführt. Nitrat- und Nitritkonzentrationen von deutlich unter 50 mg/l zeigen, dass keine Nitrifikation stattfindet. In den Versuchen wurde vielfach beobachtet, dass ein Abbau des Ammoniums nach frühestens 160 Stunden beginnt. Die Verweilzeit im Becken beträgt jedoch gerade 8 Tage (192 Stunden), das heißt es muss auch die Möglichkeit in Betracht gezogen werden, dass die Reaktionsprozesse der Nitrifikation nur bedingt ablaufen können, weil das Schlammalter beziehungsweise die Bakterienmasse für eine entsprechende Abbauleistung während der kurzen Behandlungsdauer nicht ausreichend ist.

Der Vergleich zeigt, dass die Ergebnisse der Versuche zum Stickstoffhaushalt und die Verhältnisse im Aerobisierungsbecken unter Berücksichtigung der unterschiedlichen Randbedingungen vergleichbar sind.

4.5.4 Freisetzung von Energie in Form von Wärme

Bereits im Laborversuch ist nachgewiesen worden, dass die Zugabe leichtabbaubarer Organik (zum Beispiel Glucose) durch den exothermen Abbauvorgang das Substrat erwärmt (vergleiche Kapitel 4.1). Die Auswertungen der Anlagendaten haben ebenfalls gezeigt, dass eine Erwärmung des Substrates aufgrund einer zu geringen Abstrahlungsleistung des Aerobisierungsbeckens erfolgt. Im Gegensatz zur Kompostierung kann die Energie nicht durch die Enthalpie entzogen werden.

Aufgrund unterschiedlicher konstruktiver Randbedingungen, sind die Ergebnisse der

Versuche zur Selbsterhitzung im Labormaßstab nicht direkt auf die Anlage übertragbar. Eine thermische Energiebilanz müsste den konstruktiven und prozessführenden Eigenschaften der Anlage entsprechend aufgestellt werden.

4.5.5 Sauerstoffversorgung des Substrates

Der Sauerstoffgehalt im Aerobisierungsbecken konnte nur durch manuell durchgeführte Messungen in einer durch das Anlagenpersonal entnommenen Probe bestimmt werden, weil die im Becken installierte Sonde keine belastbaren Ergebnisse lieferte. Den Messergebnissen zufolge beträgt die Sauerstoffkonzentration im Becken überwiegend weniger als 2 mg/l. Ein Vergleich mit den Ergebnissen der 100l-Reaktoren zeigt, dass in Phasen hohen Sauerstoffverbrauchs durch den mikrobiologischen Abbauprozess kurzzeitig Konzentrationen um 1 mg/l bei einer zweifachen Luftwechselrate erreicht werden. Die Messungen der Versuche können ansatzweise Informationen über den Verbrauch des Sauerstoffs durch den aeroben Abbau liefern, jedoch sind die Rahmenbedingungen im Becken durch den kontinuierlichen Betrieb nur teilweise mit dem Batch-Ansatz der Versuchsreihen vergleichbar. Es ist davon auszugehen, dass der Sauerstoffverbrauch im Bereich des Substrateintrages, also dem Überlauf aus dem Fermenter, höher sein wird als im Bereich des Austrages, weil dort die Konzentration leichtabbaubarer Substanzen zunächst ansteigt. Versuche zum Kla-Wert haben einen besseren Übertrag des Sauerstoffs durch eine intensivierte Durchmischung und steigender Belüftungsintensität nachgewiesen (vergleiche Kapitel 4.1.4). Im Reaktor ist aufgrund der Anordnung der Rotoren und den Prallblechen (vergleiche Abbildung 3.2) von einem günstigen Sauerstoffübertrag durch eine gleichmäßig intensive Durchmischung auszugehen. Im Aerobisierungsbecken hingegen können sich Zonen geringerer Durchmischung ausbilden, weil die durch die Rührwerke bewirkte Durchmischungsintensität sich zum Beckenrand hin stark abschwächt. Konstruktive Maßnahmen zur Erhöhung der Durchmischungsintensität, wie zum Beispiel Prallbleche an den seitlichen Beckenwänden, sind in der Aerobisierung nicht installiert worden.

4.6 Vergleich des Prozesses Aerobisierung mit Verfahren der Kompostierung

4.6.1 Vorbemerkung

In diesem Kapitel wird die Abbauleistung und der Energieverbrauch mit konventionellen aeroben Behandlungstechniken verglichen. Die Abbauleistung beschränkt sich dabei auf den Parameter der organischen Trockensubstanz, weil dieser bei konventionellen Rotteprozessen gemeinhin als Maß für die Bewertung der Leistung angegeben wird. Die Grenzen des Vergleiches der Stabilisierungsverfahren sind bereits in Kapitel 2.6.1 aufgezeigt worden.

4.6.2 Vergleich der Abbauleistung der Aerobisierung und der Rotteverfahren

Untersuchungen von Ketelsen et al. (2005) haben gezeigt, dass die intensiven Verfahren Tafelmieten und Tunnelkompostierung mit unbehandeltem Hausabfall bereits nach einer Woche Behandlungszeit zur Aerobisierung vergleichbare Abbaugrade zwischen 12 % und 20 % erreichen. Unterschiedliche Kompostierungssysteme leisten (siehe Abbildungen 2.16 bis 2.18) nach einer Woche Behandlungszeit eine ähnliche Abbauleistung [Fricke et al. (1999)]. In Abhängigkeit von der angewandten Behandlungsart werden maximale Abbauraten von bis zu 60 % erreicht.

Die Aerobisierung ist als integraler Bestandteil des biologischen Behandlungsprozesses als Nachrotteprozess einzustufen. Bischofsberger et al. (2005) zeigen für unterschiedliche Anlagen die Abbauleistung der Nachrotte auf. Es ergibt sich demnach ein breites Wertespektrum. So wird zum einen nach einer 8/12-wöchigen Nachrotte etwa 20 % oTS abgebaut. Zum anderen werden nach 12 Wochen belüfteter Nachrotte 12 % bis 43 % abgebaut. Die Anlage Donauwald erreichte bereits nach 6 Wochen Abbaugrade zwischen 35 % und 38 %.

Den Ergebnissen des Vergleiches zu den Rotteverfahren entsprechend liegt die Abbauleistung der Aerobisierung gleichauf. Bezugnehmend auf die Abbauleistung der Nachrotteverfahren muss die Bewertung der Abbauleistung der Aerobisierung differenziert betrachtet werden. Zunächst sind die vorgeschalteten Vergärungsverfahren nicht identisch. Die Anlage Donauwald verfügt ebenfalls über eine Nassvergärung. Die Abbaurate der Nachrotte ist mit bis zu 38 % höher als die der Aerobisierung, erstreckt sich aber über einen Zeitraum von 6 Wochen. Über die Abbauleistung der Aerobisierung nach 6 Wochen Behandlungsdauer kann keine Aussage getroffen werden, weil hierzu keine Daten vorliegen. In den Laborversuchen (100l-Reaktoren) wurden nach 3 Wochen Abbauraten zwischen 30 % und 70 % erreicht. Es ist demnach davon auszugehen, dass einer entsprechenden Behandlungsdauer vorausgesetzt, die Aerobisierung vergleichsweise leistungsstark sein wird.

4.6.3 Vergleich der spezifischen Belüftungsrate und des Energieverbrauchs

Tabelle 4.9 listet die spezifische Belüftungsrate der Aerobisierung im Vergleich zu Literaturquellen aerober Behandlungsprozesse auf. Unabhängig von den herangezogenen aeroben Behandlungsverfahren ist die spezifische Belüftungsrate der Aerobisierung vergleichsweise gering. Zum Teil werden in der Kompostierung Belüftungsdaten angegeben, die etwa dem Fünfzigfachen der Aerobisierung entsprechen. Hier muss einerseits beachtet werden, dass in der Aerobisierung bedingt durch einen geringen Trockensubstanzgehalt vergleichsweise weniger organische Substanz bezogen auf das Volumen zum aeroben Abbau vorhanden ist und der spezifische Sauerstoffbedarf somit geringer ist. Andererseits wird sich bei der Kompostierung beziehungsweise Nachrotte die Verdampfungsenthalpie zur Kühlung zu Nutze gemacht, so dass ein entsprechend zusätzlicher Luftwechsel vorgehalten werden muss. Beispielfähig würden an reinem Sauerstoff für den Abbau in der Aerobisierung unter folgenden Voraussetzungen in Tabelle 4.10 16 t Sauerstoff benötigt. Bei der Nachrotte hingegen werden

4 Ergebnisse

in Abhängigkeit von der Abbauleistung zwischen 320 t O₂ und 640 t O₂ gebraucht. Die Aerobisierung hat eine deutlich geringere Behandlungszeit als die genannten Nachrottesysteme. In den ersten zwei Wochen der Kompostierung beträgt die Abbauleistung etwa ein Drittel der Gesamtleistung (vergleiche Kapitel 2.3). Daraus folgend würde sich ein Bedarf zwischen 120 t O₂ und 160 t O₂ für Nachrottesysteme ergeben.

Tabelle 4.9: Belüftungsrate in Abhängigkeit der aeroben Behandlungsprozesses

	[m ³ /m ³ ·h]	[l/kg TS·h]	[mg O ₂ /g TS·h]
Aerobisierung	1,7 - 2,0	0,01	3,3
Fischer et al. (2001)	4-12		
Kranert (2010)	20-60		
	80-240		
Bidlingmaier & Denecke (1998)		6-8	0,3-0,8
Amlinger et al. (2005)	8-72 Boxen		
	3-100 Tunnel		

Tabelle 4.10: Berechnungsgrundlagen für den stöchiometrischen Sauerstoffbedarf zum Abbau von oTS

Verfahren	Volumen [m ³]	TS [%]	oTS [%]	oTS abgebaut [%]
Aerobisierung	5.000	3,5	35	15
Nachrotte	5.000	40	40	20 bis 40
	O ₂ -Verbrauch	2 kg O ₂ /kg oTS		

Der Hauptanteil des Energieverbrauchs biologischer Behandlungsstufen ist auf die Belüftung zurückzuführen. Tabelle 4.11 zeigt den Energieverbrauch der Aerobisierung differenziert nach Aggregaten und stellt unterschiedliche Bezüge her. Dabei ist der spezifische Energieverbrauch der Rührwerke vergleichsweise hoch. Im Vergleich nach Springer (2010) (vergleiche Tabelle B.10) entspricht der Energieverbrauch der Aerobisierung mit Bezug auf den MBA-Input dem durchschnittlichen elektrischen Energieverbrauch gekapselter Anlagen, beziehungsweise ist etwas geringer als der Durchschnitt aller belüfteten Anlagen. Der elektrische gesamte Energieverbrauch der MBA beträgt 244 MJ/Mg und entspricht dabei den Literaturwerten nach Wallmann & Fricke (2002). Den Auswertungen zufolge entspricht der elektrische Energieverbrauch der Aerobisierung und der MBA insgesamt den Erwartungen aus den Literaturwerten und kann als eher durchschnittlich bewertet werden. Es ist jedoch zu beachten, dass die Effizienz zur Versorgung des zum aeroben Abbau benötigten Sauerstoffbedarfs bei der Aerobisierung deutlich geringer ist. Der spezifische Energieverbrauch unter Einbezug des benötigten reinen Sauerstoffs und des

4.6 Vergleich der Aerobisierung mit der Kompostierung

durchschnittlichen elektrischen Verbrauches einer Boxenkompostierung würde 0,6 bis 0,8 MJ/(t O₂·t Input) betragen. Im Gegensatz dazu würde die Aerobisierung trotz des geringeren Sauerstoffbedarfs 2,5 MJ/(t O₂·t Input) verbrauchen. So wird mit etwa dem selben Energieaufwand bei der Aerobisierung nur ein Zehntel des Sauerstoffs im Vergleich zu der Kompostierung eingetragen. Der höhere Energieaufwand ist auf den Einsatz von Kompressoren zur Verdichtung zurückzuführen. Aufgrund des an der Basis des Aerobisierungsbeckens vorherrschenden hydraulischen Druckes reicht eine Belüftung mit herkömmlichen Ventilatoren nicht aus. Der Betrachtung muss ebenfalls zu Grunde gelegt werden, dass bei der Kompostierung thermische Energie durch die Belüftung ausgetragen wird. Die Aerobisierung hingegen muss technisch rückgekühlt werden, weil über die Belüftung und Abstrahlung nicht genügend Energie umgewandelt wird (vergleiche Kapitel 4.3.6).

Tabelle 4.11: Spezifischer Energieverbrauch der biologischen Stufe der MBA

Prozessschritt		MJ	[MJ/m ³] Input Aerob.	[MJ/Mg] MBA Input
1	Kompressoren	3.884.400	21	40
2	Rührwerk	3.654.000	20	38
3	Trocknung	1.627.200	9	17
4	Dekanter	363.600	2	4
	Summe 1 bis 4	9.529.200	51	98
	Summe 1 und 2	7.538.400	41	78
	biologische Aufbereitung gesamt	23.692.921		244

4.6.4 Vergleich des Platzbedarfes und der Behandlungsdauer

Die Tabelle 4.12 zeigt weitere beeinflussende Prozessfaktoren im Vergleich zwischen konventionellen Nachrottesystemen (Trapezmiete und Tunnelkompostierung) und der Aerobisierung auf. Aufgrund des vergleichsweise hohen Durchsatzes der Aerobisierung und des geringen Flächenbedarfs sowie einer kürzeren Behandlungsdauer (derzeit 7 Tage) ist die spezifische Behandlungskapazität der Aerobisierung im Vergleich mit 6,3 t/(m²·Woche) deutlich höher als bei den Kompostierungssystemen.

Tabelle 4.12: Vergleich weiterer Prozessfaktoren

	Trapezmiete*	Tunnelrotte*	Aerobisierung
Flächenbedarf	10.800 m ²	5.000 m ²	720 m ²
Input Anlage	48.000 t/a	49.400 t/a	230.000 t/a
Behandlungszeit spezifische	ca. 6 Wochen	ca. 6-8 Wochen	ca. 1-3 Wochen
Behandlungskapazität	0,08 t/(m ² ·7d)	1,6 t/(m ² ·7d)	6,3 t/(m ² ·7d)

* Daten aus Kern et al. (2010)

4.7 Vergleich des Prozesses Aerobisierung mit Verfahren aus der Siedlungswasserwirtschaft

4.7.1 Vorbemerkung

Die Behandlungstechniken in der Abwasserwirtschaft weisen Ähnlichkeiten zu der Aerobisierung auf, welche einen Vergleich dieser Systeme rechtfertigen. Den Belastungen und Substrateigenschaften entsprechend sind unterschiedliche Reaktionskinetiken der Prozessstufen zu erwarten (vergleiche Kapitel 2.4.2). In Kapitel 2.6.2 ist bereits auf die Einschränkungen des Verfahrensvergleiches eingegangen worden.

4.7.2 Vergleich der Abbauleistung

Die Abbauleistung wird bei der Abwasserbehandlung vorwiegend an der Reduktion des BSB₅ gemessen. Durch die Aufkonzentration des Belebtschlammes wird die Bakteriendichte gesteigert und die Abbauleistung entsprechend erhöht. Belastungen von etwa 150 mg/l BSB₅ werden daher in weniger als 4 Stunden bis zu 90 % abgebaut. Der Abbaugrad wird in der Aerobisierung ebenfalls erreicht (vergleiche Abbildung A.36), jedoch ist auch aufgrund durchgeführter Batchversuche (vergleiche Abbildung 4.17) und einer durchschnittlich deutlich höheren Belastung (vergleiche Tabelle 3.2) von einer längeren Behandlungszeit auszugehen. Begrenzt durch die maximale hydraulische Aufenthaltsdauer von etwa 8 Tagen in der Aerobisierung und der Entwicklung des zeitlichen Abbaus im Batchversuch ist von einer Abbauleistung des BSB₅ der Aerobisierung von 80 % bis 90 % in nicht weniger als 168 Stunden Tagen auszugehen. Versuche von Demharter (1986) zeigen, dass eine Erhöhung der täglichen Schlammbelastung zwischen 4,3 g oTS/(l·d) und 17,0 g oTS/(l·d) die Abbauleistung des CSB um bis zu 44 % und die des oTS um bis zu 7 % verringerten. Der Aerobisierung werden täglich zwischen 300 m³ und 500 m³ Gärsubstrat mit einem durchschnittlichen TS-Gehalt von 3,6 % und einem oTS-Anteil von etwa 33 % zugeführt. Folglich werden pro Becken mit einem Gesamtvolumen von 2.500 m³ zwischen 1,4 g oTS/(l·d) und 2,4 g oTS/(l·d) eingetragen. Aufgrund dieser Wertebereiche würde sich in der Abwasserbehandlung nach den Ergebnissen von Demharter (1986) keine deutliche Verringerung der Abbauleistung zeigen. Eine direkte Übertragung des Sachverhaltes

ist jedoch nicht gegeben, weil im Gegensatz zur Abwasserbehandlung die Zusammensetzung des Abfalles, respektive des Substrates, sehr inhomogen ist. Das Verhältnis von leicht- und schwerzugänglichem organischen Material ist nicht konstant und führt oftmals zu unterschiedlichen Abbauleistungen, was die durchgeführten Versuche und die Auswertung der MBA-Daten gezeigt haben.

4.7.3 Vergleich der spezifischen Belüftungsrate und des Energieverbrauchs

In der Abwasserbehandlung sind hinreichend Untersuchungen zur optimalen Sauerstoffkonzentration im Belebungsbecken durchgeführt worden. Im Allgemeinen sollte die Sauerstoffkonzentration nicht unter 0,5 mg/l sinken und eine gleichmäßige Versorgung von 1,5 mg/l bis 2,0 mg/l im Becken gewährleistet sein (vergleiche Kapitel 2.4.4). Höhere O₂-Konzentrationen haben keine bessere Abbauleistung erzielt. Die Sauerstoffmessungen der Versuche im technischen Maßstab zeigen im Bereich hoher Abbauleistungen, dass die Konzentration auf bis zu 1 mg/l absinken kann. Die Messungen in der Probe des Aerobisierungsbeckens haben durchschnittliche Konzentrationen von weniger als 1 mg/l erreicht. Ein Vergleich zwischen der Abwasser- und der Abfallbehandlung kann hier erfolgen, weil die Versuche zum biologischen Sauerstoffbedarf und zur Abbauleistung der organischen Substanz sowie die Verfügbarkeit leichtabbaubarer und ein damit verbundener entsprechend hoher Sauerstoffbedarf nachgewiesen haben.

Die Sauerstoffkonzentrationen im Aerobisierungsbecken sind verglichen mit der Abwasserbehandlung oftmals zu gering und steigern das Risiko der Ausbildung anaerober Zonen. Gerade im Bereich des Gärsubstrateintrages ist mit einem erhöhten Bedarf an Sauerstoff zu rechnen, weil sich hier zunächst die leichtabbaubare Substanz aufkonzentriert.

Im Vergleich mit Kläranalgen unterschiedlicher Belastungswerte (vergleiche Tabelle 2.9) ist der spezifische Energieverbrauch bei diesen Anlagen mit Werten zwischen 0,10 kWh/m³ und 0,60 kWh/m³ deutlich geringer als jener der Aerobisierung mit durchschnittlich 5,8 kWh/m³. Der niedrige Effizienzgrad der Belüftung der Aerobisierung ist auf die Konstruktion des Druckbelüftungssystems und die Steuerung der Sauerstoffkonzentration im Becken zurückzuführen. Während in der Abwasserbehandlung möglichst eine flächendeckende feinblasige Belüftung verwendet wird (vergleiche [Frey (2010)]), um den Sauerstoffübergang in die flüssige Phase zu maximieren, wird im Aerobisierungsbecken pro Linie punktuell an drei Stellen direkt unter dem Rührwerk belüftet (vergleiche Abbildung 3.4). Durch ein Turbinenrad an der Basis der Rührwerke sollen die Blasen zerteilt werden. Der optisch vermittelte Eindruck zeigt Blasendurchmesser größer als 10 mm, weil die Zerteilung der Blasen mit dem Turbinenrad kleinere Blasendurchmesser nicht zulässt. Dadurch ergibt sich für 1 m³ Luft eine Blasenoberfläche von 600 m². Im Gegensatz dazu würde sich in der Abwasserbehandlung durch eine sehr feinblasige Belüftung (Blasendurchmesser circa 3 mm) eine Oberfläche von 2.000 m² ergeben. Folglich ist der Sauerstoffübertrag (vergleiche Kapitel 2.2.5) in das Substrat allein durch die Oberfläche bei der Aerobisierung deutlich geringer. Zudem ist die Belüftung nicht flächig ausgeführt worden,

was zu einer inhomogenen Verteilung des Sauerstoffs im Becken führt. Die Füllstände in Belebungsbecken bei der Abwasserbehandlung sind in der Regel zwischen 3 m bis 6 m hoch, um eine möglichst lange Verweilzeit der Luftblasen zu gewährleisten. Die Füllhöhe des Aerobisierungsbeckens erreicht mit 8 m die technischen Grenze von Drehkolbengebläsen zur Erzeugung von Luftvolumenströmen (vergleiche [Wagner & Looock (2009)]). Im Hinblick auf die Energieeffizienz muss folglich davon ausgegangen werden, dass die Belüftungseinheit eher an der oberen Grenze des Leistungsspektrums arbeitet, was eine Verringerung der Energieeffizienz bewirkt.

4.8 Ableitung von Optimierungspotenzial

4.8.1 Vorbemerkung

Die vorangegangenen Vergleichsverfahren haben gezeigt, dass die Behandlungsstufe Aerobisierung als Alternative zu konventionellen Verfahren grundsätzlich den Anforderungen an die aerobe Behandlung von Gärresten entspricht. Unabhängig von der bereits aus der Siedlungswasserwirtschaft eingesetzten bekannten Technik des Belebungsbeckens sind dennoch die Rahmenbedingungen, vorwiegend die vergleichsweise hohe Belastung des Gärsubstrates, grundverschieden, so dass sich im Laufe des Praxisbetriebes und bedingt durch die Versuche Optimierungspotenzial ableiten lässt.

4.8.2 Einfluss der mechanischen Aufbereitung und der Prozessführung auf die Aerobisierung

Die Aerobisierung ist integraler Bestandteil des gesamten Abfallbehandlungskonzeptes der MBA. Als solches ist die Leistung der aeroben Prozessstufe beziehungsweise die Zusammensetzung des Gärsubstrates auch von der Vorbehandlung und der Separationsleistung der mechanischen Aufbereitung abhängig. Nachfolgend werden Probleme der Verfahrenstechnik, differenziert nach den Prozessstufen sowie Auswirkungen auf die Aerobisierung erläutert.

Zerkleinerung

Am Beginn der mechanischen Aufbereitung steht die Zerkleinerung des Input-Materials zur weiteren Vorbereitung auf die Trennung durch Siebe sowie Schwer- und Leichtstoffscheider. Eine unzureichende Zerkleinerung des Materials führt insbesondere bei der organischen biologisch abbaubaren Fraktion zu einer vergleichsweise kleineren Oberfläche und damit verminderten Zugang für die Mikroorganismen. Als Folge reduziert sich der biologische Abbau der organischen Substanz. Zudem ist die Bildung von Agglomerationen zu beobachten gewesen, welche die Verringerung der Oberfläche ebenfalls stark begünstigen.

Wenngleich die Organik zunächst anaerob in den Fermentern behandelt wird, sind unterschiedliche organische Anteile vorwiegend aerob abbaubar, sodass sich die Zer-

kleinerungsleistung auch auf den Aerobisierungsprozess beziehungsweise die Abbauleistung auswirkt.

Siebung

Neben der Zerkleinerung ist die Siebung ein wesentlicher Schritt zur Separation der einzelnen Stoffströme. Eine ungenügende Trennleistung des Siebes führt zu einem vergleichsweise geringeren Eintrag organischer Substanz in die biologische Prozessstufe. Diese Auswirkungen sind nicht direkt auf die Abbauleistung der Aerobisierung umzusetzen, jedoch würde eine Erhöhung der Siebgüte die Zusammensetzung der organischen Substanz im Substrat verändern beziehungsweise deren Anteil erhöhen. Die Raumbelastung der Aerobisierung würde steigen und es müsste untersucht werden, ob die Abbauleistung der Aerobisierung ausreicht, um die Ablagerungsparameter nach dem Dekanter und der Trocknung einzuhalten.

Sandfang

Die Folge einer ungenügenden Separation inerte Stoffe, wie beispielsweise Kies und Sand, durch den vorgeschalteten Sandfang ist ein unkontrollierter Absetzungsprozess im Aerobisierungsbecken. Die Belüftung verstärkt zudem den Absetzungsprozess, weil die Dichte des Substrates sinkt und schwere Teilchen entsprechend schneller zum Boden gelangen. Dieser Sachverhalt gilt entsprechend auch für Kunststoffe, zum Beispiel PVC, oder jene die eine höhere Dichte als $1,0 \text{ g/m}^3$ aufweisen. Die längliche Bauform des Beckens sowie eine Aufenthaltsdauer von 8 Tagen begünstigen zudem den Absetzungsprozess. In der Abbildung 4.34 ist die Auswirkung einer unzureichenden Trennleistung des Sandfanges auf die Aerobisierung dargestellt. In diesem Fall ist die Schicht des abgesetzten inerten Materials etwa 2 m dick. Dadurch reduziert sich das Volumen des Beckens und die hydraulische Aufenthaltszeit verkürzt sich.

Kreislaufführung des Prozesswassers

Ein Vorteil nasser Verfahren ist die Wiederverwertung beziehungsweise die Kreislaufführung des Prozesswassers. Nach der Separation durch den Dekanter werden Störstoffe, wie beispielsweise Plastikanteile über ein Bogensieb entfernt und das Wasser wieder in den Prozess (Mixer) eingebracht. In der Regel wird das Prozesswasser bei Erreichen bestimmter für den Prozess nachteilig wirkender Konzentrationen chemischer organischer Verbindungen entsprechend abgeführt und behandelt.

Verlängern sich die Behandlungsintervalle des Prozesswassers, führt dies zur Steigerung der Konzentrationen sämtlicher biochemischer Parameter. Insbesondere die Aufkonzentration von Ammonium wirkt sich nachteilig auf den Behandlungsprozess aus. Zum einen kann nach Weiland (2003) eine deutlich erhöhte Ammoniumkonzentration den anaeroben Prozess im Fermenter hemmen und somit eine geringere Abbauleistung und Biogasbildung verursachen. Zum anderen wird in der Aerobisierung durch die vermeintlich hohe Ammoniumkonzentration (vergleiche Kapitel

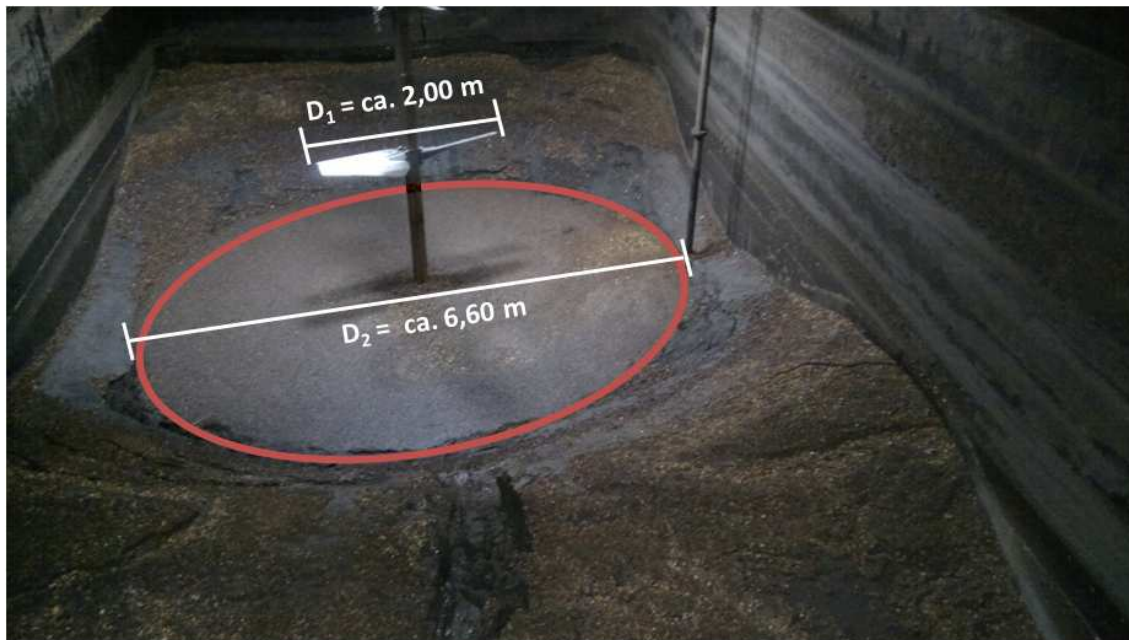


Abbildung 4.34: Innenansicht des Aerobisierungsbeckens

4.3.6) die Nitrifikation gehemmt und durch die Verschiebung des pH-Wertes zu behandelndes Ammoniak als Gasemissionen ausgetragen. Grundsätzlich erhöhen sich durch diese Prozessführung auch die Belastungen des CSB, BSB und des TOC. Den einzelnen Prozessstufen wird demnach eine gesteigerte Abbauleistung abgefordert, welche aufgrund der Planungsbasis möglicherweise nicht berücksichtigt worden ist.

4.8.3 Optimierungspotenzial der Aerobisierung

Nachfolgend werden aus den Versuchsergebnissen und den Auswertungen der Anlagendaten Optimierungspotenziale der Aerobisierung differenziert nach aktuellen Problemfeldern abgeleitet. Es ist dabei zu berücksichtigen, dass diese Behandlungsstufe als Zielwert nicht die maximale Abbauleistung des Substrates hat, sondern die Stabilisierung bis zum gesetzlich vorgeschriebenen Grenzwert.

Selbsterhitzung

In den Kapiteln 4.3.6 und 4.1.5 konnte die thermische Energieentwicklung aufgrund des exothermen aeroben Abbauprozesses nachgewiesen werden. Als Folge eines ineffizienten Energieaustrages der Aerobisierung muss derzeit das Substrat im Becken technisch rückgekühlt werden.

Zunächst sollten die Zuflussrohre aus den Fermentern nicht isoliert sein, damit entsprechend Energie während der Überführung in die Aerobisierung abgestrahlt werden kann. Für die Wintermonate muss die Frostsicherheit aufgrund der Kondensa-

tion an den Rohren gewährleistet werden.

Zur Erhöhung der Abstrahlungsleistung, respektive zur Vergrößerung der Oberfläche, wäre eine bauliche Trennung der beiden Linien sinnvoll. Dadurch ließe sich die Abstrahlungsleistung um 80 % steigern. Entsprechend geringer würde die Leistung des Tischkühlungssystems ausfallen und der Effizienzgrad könnte somit gesteigert werden.

Die Konstruktion des Beckens aus Stahl beziehungsweise hochlegiertem Stahl würde durch die höhere Wärmeleitfähigkeit von $15 \text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ beziehungsweise $50 \text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ die Abstrahlungsleistung um mindestens den Faktor 50 erhöhen. Demgegenüber stünden die vergleichsweise hohen Baukosten. Bei Stahlbeton ist mit etwa 200 €/m^3 (gesamt) zu rechnen, bei rostfreiem Stahl belaufen sich allein nur die Materialkosten auf mindestens 300 €/m^3 . Im Winter müsste bei der Stahlkonstruktion zudem das Becken beheizt werden, damit die biologischen Prozesse aufgrund der Reaktionskinetik (vergleiche Kapitel 2.2) nicht deutlich langsamer ablaufen.

Sauerstoffversorgung und Durchmischung

Die optimale Sauerstoffversorgung ist ein zentrales Thema bei der aeroben Behandlung. Die Ergebnisse der durchgeführten Versuche haben vielfach gezeigt, dass die Versorgung mit Sauerstoff bereits bei geringen Luftwechseln (vergleiche Kapitel 4.1.4 und 4.2.3) gewährleistet ist, und dass eine intensive Durchmischung die Effizienz des Gaseintrages (vergleiche Kapitel 4.1.4) in das Substrat deutlich steigert. In den Kapiteln 4.6 und 4.7 ist zudem aufgezeigt worden, dass die Belüftung ein Hauptenergieverbraucher ist und der Eintrag in die flüssige Phase derzeit in der Aerobisierung eher als ineffizient zu bewerten ist, weil der spezifische Energieverbrauch von $2,5 \text{ MJ}/(\text{tO}_2\cdot\text{Mg Input})$ vergleichsweise hoch ist.

Im Aerobisierungsbecken wird an nur drei Punkten unter den Rührwerken die Luft eingeblasen. Diese lokal begrenzten Belüftungsfelder führen nach Frey (2010) zu Strömungswalzen, die durch die nach oben gerichtete Wasserströmung zu einer Verkürzung der Aufenthaltszeit der Luftblasen und folglich zu einer geringeren Sauerstoffausnutzung führen. Zur Steigerung der Effizienz ist eine aus der Siedlungswasserwirtschaft bekannte, flächendeckende, möglichst feinblasige Druckbelüftung sinnvoll. Zur Verringerung des Strömungswiderstandes sollten die Belüfterelemente entsprechend der Abbildung A.40 im Anhang angeordnet werden. Zudem sollte die Belüftung bedarfsgerecht gesteuert sein, weil gerade im Bereich des Zulaufes ein höherer Sauerstoffbedarf nötig wäre als zum Ablauf hin. Durch die bedarfsgerechte Luftbeaufschlagung ist eine energieeffiziente Steuerung möglich, die zum einen eine Unterversorgung, zum anderen aber auch eine kostenintensive Überversorgung verhindert. Zur Umsetzung dieser Steuerung ist die Installation von Sauerstoffsonden erforderlich, die über einer Steuereinheit mit der Belüftungseinheit verknüpft werden.

In Abbildung 4.34 ist die Innenansicht der Linie 1 der Aerobisierung dargestellt. Es wird zum einen das Ausmaß der Absetzung des inerten Materials deutlich, zum anderen ist der Radius (rot) des Rührwerkes erkennbar, indem die aktive Durchmi-

4 Ergebnisse

schung des Substrates stattfindet.

Die nun folgende Bewertung des Rührwerkes beruht auf den verfahrenstechnischen Ausführungen zu Mischprozessen aus Schubert (2008).

Für die Durchmischung des Substrates sind Schrägblattrührer mit jeweils 2 Blättern in 2 Ebenen kreuzförmig angeordnet. Aufgrund des Verhältnisses der Durchmesser D_2/D_1 (siehe Abbildung 4.34) von etwa 0,3 sind sie sowohl zum Mischen, als auch zum Dispergieren einsetzbar und damit grundsätzlich für die Aerobisierung geeignet. Zusätzlich werden durch das Verhältnis h_{Bm}/D_1 von etwa 0,45 unter den Rührern größere Tot- und Rückstromgebiete ausgebildet, die sich negativ auf das 1s-Kriterium nach Zwietering (1958) auswirken können. Somit würde dieser Umstand einer ungenügenden Durchmischung das Absetzen inerter Materialien noch begünstigen. In der Abbildung A.41 im Anhang ist eine Optimierung der Anordnung der Rührwerke aufgrund vorangegangener Ausführungen dargestellt. Zur Verbesserung der Durchmischung und der Vermeidung von Rückstromgebieten sollte eine dritte Schaufelebene mit einem Abstand zum Boden der Aerobisierung von nicht mehr als etwa 1,0 m installiert werden. Dieser Sachverhalt basiert auf dem Zusammenhang, dass der Quotient h_{Bm}/D_1 mindestens 0,1 ergeben sollte, um Totzonen zu vermeiden.

Abbauleistung

Die Ergebnisse der Versuche im Batch-Ansatz (100l- und 2l-Reaktoren) haben gezeigt, in welchem Rahmen sich die Abbauleistung unterschiedlicher Parameter bewegen kann. Dynamische Systeme werden aufgrund verschiedener Randbedingungen wie beispielsweise der ständigen Zugabe des höher belasteten Gärsubstrates und der Strömungsbedingungen vergleichsweise geringere Abbauleistungen erreichen. Es muss zudem berücksichtigt werden, dass bei der Planung nicht die technische Umsetzung zur maximal möglichen Abbauleistung der Prozessstufe im Vordergrund steht, sondern unter Beachtung ökonomischer und ökologischer Aspekte das Gärsubstrat den Grenzwerten zur Ablagerung entsprechend stabilisiert wird.

Die Behandlungszeit von maximal 8 Tagen sollte auch vor dem Hintergrund der derzeitigen Kreislaufführung des Prozesswassers und der damit verbundenen Aufkonzentration der Belastungen auf etwa 12 bis 14 Tage verlängert werden. Innerhalb dieser Behandlungszeit sind bei den durchgeführten Versuchen der Hauptanteil des CSB, BSB₅ und oTS abgebaut worden. Der Abbau des Ammoniums ist mit einer längeren Behandlungszeit nicht zu erreichen.

Nitrifikation

Unter den gegebenen Voraussetzungen ist eine Nitrifikation im Aerobisierungsbecken aufgrund der hohen Ammoniumkonzentrationen und dem deutlich ansteigenden pH-Wert in den alkalischen Bereich nicht möglich (vergleiche Kapitel 2.2.4). Untersuchungen der ersten Messkampagne haben ergeben, dass die Pufferkapazität des Substrates bei deutlich geringeren Ammoniumkonzentrationen durchaus gegeben ist und ein konstanter pH-Wert von 7,0 als Voraussetzung für den Nitrifikations-

prozess erreicht wird. Zudem sind Ammoniumkonzentrationen von bis zu 400 mg/l im Gärsubstrat in der Aerobisierung abgebaut worden (vergleiche Abbildung A.42 im Anhang). Der Austrag über den Luftpfad ist zu diesem Zeitpunkt aufgrund der gemessenen niedrigen Ammoniak-Konzentrationen der RTO auszuschließen. Nach Heerenklage et al. (2008) sind NH_4 -Konzentrationen von bis 600 mg/l in der Aerobisierung komplett abgebaut worden. Hierbei ist jedoch die spezifische Konstruktion des Aerobisierungsbeckens (individuelle Belüftung in Kompartments) zu berücksichtigen.

Die Aerobisierung ist demnach technisch in der Lage, bis zu einer bestimmten Konzentration Ammonium zu Nitrat zu oxidieren. Zum Abbau des Nitrats sollten anoxische Bereiche eingerichtet werden, um die Denitrifikation einzuleiten, also das Nitrat zu elementaren Stickstoff umzuwandeln. In der praktischen Umsetzung könnten die beiden Aerobisierungslinien hintereinander geschaltet werden. In dem ersten Becken würde die Nitrifikation eingeleitet werden. Anschließend müssten im zweiten Becken anoxische Bedingungen hergestellt werden, um das Nitrat abzubauen. Der Verzicht auf eine Denitrifikation würde aufgrund der Kreislaufführung des Prozesswassers Auswirkungen auf die Gasbildung im Fermenter haben. Hier würde das Nitrat denitrifiziert werden, jedoch entsteht dabei unter anderem Kohlenstoffdioxid und Distickstoffmonoxid, welches sich negativ auf die Gasqualität auswirkt, bzw Emissionen mit hihem Treibhauspotenzial gebildet werden.

5 Zusammenfassung und Fazit

5.1 Zusammenfassung

Im Zuge der Aufwertung regenerativer Energien gemäß eines nachhaltigen Klima- und Ressourcenschutzes hat die Anaerobtechnik für die biologische Behandlung fester Abfallstoffe während der letzten Jahre zunehmend an Bedeutung gewonnen, weil Biogas gewonnen wird, welches zur energetischen Verwertung thermisch und elektrisch genutzt werden kann. Aufgrund der in Deutschland geltenden gesetzlichen Grenzwerte zur Ablagerung behandelten Abfalls ist nach derzeitigem Kenntnisstand grundsätzlich eine aerobe Nachbehandlung des Gärrestes zur Stabilisierung notwendig. Die übliche Praxis der mechanisch-biologischen Abfallbehandlung sieht auch bei Nassvergärungsverfahren zunächst eine Entwässerung des Gärrestes vor. Anschließend wird der Gärrest mit etablierten aeroben Verfahren nachbehandelt. Als Alternative zur konventionellen Stabilisierung der getrockneten Gärrückstände durch den Rotteprozess kann in Anlehnung an das Prinzip eines Belebungsbeckens der Abwasserbehandlung im Anschluss an die Nassvergärung die aerobe Nachbehandlung in der Flüssigphase erfolgen. Im Gegensatz zu Verfahren der Kompostierung sind genaue Leistungsdaten der Prozessstufe Aerobisierung weitestgehend unbekannt. Aufgrund dessen ist eine Bewertung hinsichtlich Energieeffizienz und Leistungsfähigkeit bisher nicht möglich gewesen. Hier knüpften die Untersuchungen der vorliegenden Arbeit an. Im Fokus standen die Bewertung der Abbauleistung der organischen Substanz sowie Untersuchungen zum Einfluss unterschiedlicher Parameter auf das Behandlungsziel und deren Wechselwirkungen zueinander. Schließlich erfolgte eine Bewertung der Prozessstufe Aerobisierung unter Einbezug konventioneller Behandlungstechniken.

Im experimentellen Teil wurden Versuchsreihen in Reaktoren mit einem Substratvolumen von 2 und 100 Litern im Batch-Ansatz durchgeführt, um den Einfluss auf den Maßstabsfaktor bestimmen zu können und daraus die Übertragbarkeit der Ergebnisse auf eine großtechnische Prozessstufe ableiten zu können. Dabei wurden die Belüftungsraten variiert und neben der organischen Trockensubstanz die Parameter CSB, TOC sowie Stickstoff bestimmt. Ein Zusammenhang zwischen der Luftbeaufschlagung und der Abbauleistung konnte nicht nachgewiesen werden, was auf eine inhomogene Zusammensetzung des Substrates zurückzuführen war.

Die zeitlichen Verläufe der Ergebnisse aus den Untersuchungen zu den Parametern oTS und BSB₅ haben den Rückschluss zugelassen, dass zu Versuchsbeginn zunächst leicht- bis mittelabbaubare Substanzen abgebaut wurden. Die Parameter CSB und TOC spiegelten hingegen eher mittel- bis schwerabbaubare Substanzen wieder.

Theoretische Berechnungen zum Sauerstoffbedarf in Abhängigkeit vom zeitlichen Verlauf des oTS-Abbaus haben gezeigt, dass insbesondere zu Versuchsbeginn eine

5 Zusammenfassung und Fazit

Unterversorgung bei niedrigen Luftwechselraten nicht auszuschließen ist. Untersuchungen zum Sauerstoffübergang (gemessen als k_{La} -Wert) haben die Annahme bestätigt, dass eine intensive Durchmischung und Belüftung den Eintrag des Sauerstoffes begünstigen.

Vielfach ist eine Hemmung der Nitrifikation nachzuweisen gewesen. Durch ein unzureichendes Puffersystem ist eine Versäuerung des Reaktors eingetreten. Als Folge einer Verschiebung des Dissoziationsgleichgewichtes bewirkten sehr hohe Ammoniumkonzentrationen einen Anstieg des pH-Wertes im Reaktor, welcher erwartungsgemäß zu Ammoniakemissionen führte.

Eine signifikante Korrelation der Parameter CSB und TOC war bei den Versuchen in den 100l-Reaktoren erkennbar. Diese ist zu erwarten gewesen, weil die Oxidation des organischen Kohlenstoffes anteilig den Verbrauch des chemischen Sauerstoffes bedingt. Die Versuchsreihe der 2l-Reaktoren wies keine signifikanten Zusammenhänge auf. Dies ist auf ein zu geringes inhomogenes Probenvolumen zurückzuführen gewesen, welches hohe Abweichungen bei den Messergebnissen bedingte.

Die Auswertung der Varianzanalysen zeigte, dass eine Übertragbarkeit der Ergebnisse von den 2l- auf die 100l-Reaktoren bei dem gewählten Signifikanzniveau zwar gegeben ist, jedoch die Standardabweichung der Ergebnisse der 100l-Reaktoren deutlich geringer ist und somit diese Versuchsreihen zuverlässigere Ergebnisse lieferten. Die Auswertungen der Ergebnisse der Anlagendaten über einen Zeitraum von etwa einem Jahr zeigten für den Parameter σ_{TS} eine, im Gegensatz zu den durchgeführten Versuchen, vergleichsweise niedrige Abbaurate, was auf die deutlich geringere Behandlungszeit von circa 8 Tagen und die mögliche bereits dargestellte Sauerstoffunterversorgung durch die alternierende Belüftung zurückzuführen ist. Zudem bewirkte eine Aufkonzentration der organischen Substanz im Bereich des Substrateintrages einen erhöhten Bedarf an Sauerstoff, der ebenfalls nicht gedeckt worden ist. Die Ammoniumkonzentration steigt zum Ende des Betrachtungszeitraumes stark an. In diesem Zeitraum nimmt gleichermaßen der pH-Wert zu, was zu einer Verschiebung des Dissoziationsgleichgewichtes führte und Ammoniak in die Gasphase austreten ließ. Dies ist durch Emissionsmessungen bestätigt worden. Eine durch den exothermen Abbauprozess hervorgerufene Selbsterhitzung des Substrates im Behandlungsbecken wurde theoretisch nachvollzogen und bestätigt.

Der Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Auswertungen der Anlagendaten hat gezeigt, dass die Abbauleistung der eigenen Versuche in den Batch-Reaktoren grundsätzlich höher ist. Zum einen ist dies auf eine deutlich geringere Verweildauer zurückzuführen. Zum anderen sind die Versuche unter kontrollierten Bedingungen im Batch-Ansatz durchgeführt worden, während die Zusammensetzung des Substrates im Becken durch einen diskontinuierlichen Zu- und Abfluss ständigen Schwankungen unterworfen war. Auch die Ergebnisse des Stickstoffabbaus sind ähnlich und zeigten dieselben Tendenzen auf. Eine Übertragbarkeit der Ergebnisse aus den Versuchen ist folglich nur bedingt möglich gewesen. Es muss jedoch berücksichtigt werden, dass bereits geringe Änderungen an der Geometrie des Versuchsstandes die Durchmischungsleistung beeinträchtigen können und den Sauerstoffübertrag in der flüssigen

Phase verändern, was sich wiederum auf das Abbauverhalten auswirkt. Zur Charakterisierung des Substrates sind die Versuche grundsätzlich zielführend gewesen.

Die Gegenüberstellung des Prozesses Aerobisierung mit Verfahren der Kompostierung hat gezeigt, dass Rotteverfahren entsprechend vergleichbare Abbauleistungen vorweisen. Bezugnehmend auf die Abbauleistung der Nachrotteverfahren musste die Bewertung der Abbauleistung der Aerobisierung differenziert betrachtet werden, weil die vorgeschalteten Vergärungsverfahren nicht identisch und die Abbauleistung der Aerobisierung nach sechs Wochen nicht bekannt waren. In den Laborversuchen (100l-Reaktoren) näherten sich die Abbauraten jedoch nach drei Wochen einem Maximalwert an, welcher der Aerobisierung eine vergleichsweise höhere Abbauleistung attestieren würde. Der spezifische Energieverbrauch der Aerobisierung ist im Vergleich zur Kompostierung und Nachrotte deutlich höher, weil bei der Aerobisierung auf den Einsatz von leistungsstarken Kompressoren zur Sauerstoffversorgung zurückgegriffen werden muss, um den hydraulischen Druck im Behandlungsbecken überwinden zu können. Die spezifische Behandlungskapazität der Aerobisierung ist deutlich höher im Vergleich zu konventionellen Nachbehandlungsverfahren, was auf einen geringeren Platzbedarf, einer höheren Durchsatzrate sowie einer geringeren Behandlungsdauer zurückzuführen ist.

Aufgrund ähnlicher Behandlungsziele ist die Aerobisierung auch mit dem Belebungsverfahren aus der Abwasserbehandlung verglichen worden. Unterschiedliche Belastungen des Substrates und des Abwassers zeigten bei der Aerobisierung ähnliche Abbauleistungen, jedoch in einem deutlich größeren Zeitfenster. Untersuchungen zum Energieverbrauch deuteten auf eine wesentlich effizientere Belüftungssteuerung und -konstruktion im Bereich der Abwasserbehandlung hin.

Aus den eigenen Untersuchungsergebnissen und den Auswertungen der Anlagendaten ist schließlich Optimierungspotenzial zur Steigerung der Energieeffizienz abgeleitet worden. Insbesondere eine punktuelle Sauerstoffversorgung unter den Rührwerken wurde als ineffizient eingestuft. Aufgrund verfahrenstechnischen Grundsätzen zu Mischprozessen wurden die Rührwerke untersucht und als unzureichend eingestuft, weil die Durchmischungsleistung zu gering war, und die Bildung von Rückstromgebieten gefördert wurde.

5.2 Fazit

Als wesentliches Ergebnis dieser Arbeit bleibt festzuhalten, dass die aerobe Nachbehandlung von Gärresten in der flüssigen Phase den vorliegenden Auswertungen zufolge in den Bereichen der Abbauleistung und der Behandlungszeit konventionellen Nachbehandlungsverfahren mindestens gleichzusetzen ist. Die Energieeffizienz hingegen ist mit entsprechenden Maßnahmen deutlich zu steigern. Es sollte sich zwingend an geltende verfahrenstechnische Grundsätze bei der Konstruktion von Rührwerken orientiert werden, um eine optimale Durchmischung des Substrates zu gewährleisten und Absetzvorgänge zu unterbinden. Gleichmaßen ist dies auch für

5 Zusammenfassung und Fazit

die Belüftungseinheit gültig. Hier ist bei der Umsetzung bereits realisierter Prozessstufen erhebliches Optimierungspotenzial vorhanden.

Eigenen Untersuchungen zufolge sollte die Behandlungszeit in der Aerobisierung etwa 14 Tage betragen. Somit ist eine entsprechende Nitrifikationsrate und eine adäquate Abbauleistung der organischen Trockensubstanz zu erwarten. Um einer Hemmwirkung beziehungsweise einer Verschiebung des Dissoziationsgleichgewichtes zu unterbinden, sollte die Ammoniumkonzentration nicht höher als 400 mg/l sein und der pH-Wert auf 7,0 eingeregelt werden. Die Temperatur im Behandlungsbecken darf, aufgrund einer potenziellen Hemmwirkung des Nitrifikationsprozesses (vergleiche Kapitel 2.2.4), 40 °C nicht überschreiten, sollte aber aufgrund der temperaturabhängigen Reaktionskinetik (vergleiche Kapitel 2.2.2) nicht unter 20 °C sinken. Nach derzeitigem Kenntnisstand ist die Belüftung zumeist statisch und konzentrationsunabhängig geregelt, was einen erhöhten Energieverbrauch zur Folge hat. Der Fokus zukünftiger Untersuchungen sollte demnach der Sauerstoffverbrauch in Abhängigkeit der Substratzusammensetzung, der Behandlungszeit sowie der Abbauleistung in kontinuierlich betriebenen Reaktoren sein, um auf Basis neu gewonnener Erkenntnisse eine bedarfsgerechte Belüftungssteuerung zu entwickeln, die die Energieeffizienz der Prozessstufe Aerobisierung, auch vor dem Hintergrund der Ressourcenschonung, deutlich steigert.

Literaturverzeichnis

- Amlinger, F., Peyr, S., Hildebrandt, U., Müsken, J., Cuhls, C., & Clemens, J. (2005). *Stand der Technik der Kompostierung - Grundlagenstudie Lebensmittelministerium Österreich*.
- Anonymous (2004). *Forschungsbericht zu der MBA Versuchsanlage Sachsenhagen*.
- Anthonisen, A. C. e. a. (1976). Inhibition of Nitrification by Ammonia and Nitrous Acid. *Journal Water Pollution Control Federation*, 48(5), 835–852.
- ATV-DVWK (2000). *Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V. (Hrsg.): Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 131 - Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5000 Einwohnerwerten*. Hennef.
- Bailey, J. & Ollis, D. (1986). *Biochemical engineering fundamentals*. New York: McGraw - Hill.
- Bandyopadhyay, B., Humphrey, A. E., & Taguchi, H. (1967). Dynamic measurement of the volumetric oxygen transfer coefficient in fermentation systems. *Biotechnology and Bioengineering*, 9(4), 533–544.
- Becker, G., Kötter, A., & Gallenkemper, B. (1996). Bewertungskriterien für das Rottestadium von Bioabfallkompost. In R. Stegmann (Ed.), *Neue Techniken der Kompostierung*. Bonn: Economica-Verl.
- Bidlingmaier, W. (1994). *Abfallverwertungstechnologien: Biologische Verwertung*. In: Abfallwirtschaft, Abfalltechnik S 218-261. Berlin: Ernst+Sohn.
- Bidlingmaier, W. & Denecke, M. (1998). *Grundlagen der Kompostierung*. Müll-Handbuch Kennzahl 5305. Berlin: Erich Schmidt Verlag.
- Bidlingmaier, W. & Müsken, J. (1997). *Biotechnologische Verfahren zur Behandlung Abfallstoffe*. In: Umweltbiotechnologie. Stuttgart and Jena and Lübeck and Ulm: Gsutav Fischer Verlag.
- Bilitewski, B., Härdtle, G., & Marek, K. (2000). *Abfallwirtschaft - Handbuch für Praxis und Lehre*. Berlin Heidelberg: Springer.
- Bischofsberger, W., Dichtl, N., Rosenwinkel, K. H., & Seyfried, C. F. (2005). *Anaerobtechnik* (2 ed.). Heidelberg: Springer Verlag Berlin.

- Bleisteiner, S. (2008). Energieeffizienz bayrischer Kläranlagen - Auswertung von Eigenüberwachungsdaten. In H. Horn & W. Günthert (Eds.), *Energieeffiziente Abwasserbehandlung - Berichte aus der Siedlungswasserwirtschaft TU München*. München.
- BMU (2012). *Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit: Entwicklung der erneuerbaren Energien in Deutschland im Jahr 2011: Verwendung aktueller Daten der Arbeitsgruppe Erneuerbare Energien-Statistik (AGEE-Stat)*.
- Boon, M., Meeder, T. A., Heijnen, J. J., & Luyben, K. C. A. M. (1992). Influence of oxygen adsorption on the dynamic K_{La} measurement in three-phase slurry reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 40(9), 1097–1106.
- Bursy, D. (2010). *Entwicklung eines rechnergestützten Bewertungsverfahrens zur Identifikation von Optimierungspotenzialen unterschiedlicher Verwertungsanlagen für biogene Reststoffe*. Diplomarbeit, TU-Braunschweig, Leichtweiß Institut.
- Caspers, H. (1963). Ruttner, Franz: Grundriß der Limnologie (Hydrobiologie des Süßwassers). 3. Aufl. – Berlin: Walter de Gruyter & Co. 1962. *Internationale Revue der gesamten Hydrobiologie und Hydrographie*, 48(3), 526.
- Chmiel, H. (2006). *Bioprozesstechnik: Einführung in die Bioverfahrenstechnik* (2., neu bearb. ed.). München: Elsevier, Spektrum, Akad. Verl.
- Deckwer, W.-D. (1985). *Reaktionstechnik in Blasensäulen* (1 ed.). Frankfurt am Main and Aarau: Salle and Sauerländer.
- Demharter, W. (1986). *Zur aeroben Abwasser- und Schlammbehandlung bei meso- und thermophilen Temperaturen*. Dissertation der Fakultät für Biologie der Ludwig-Maximilians-Universität München.
- DepV (2009). *Bundesministerium für Umwelt Naturschutz und Reaktorsicherheit: Verordnung über Deponien und Langzeitlager (Deponieverordnung) vom 27.04.2009*.
- Dichtl, N. (2004). Die Energieversorgung von Kläranlagen - Rückblick und Ausblick. *KA Abwasser Abfall*, 51(6), 614–617.
- Dichtl, N. (2007). *Verfahrenstechnik der Wasser- und Abwasserbehandlung: Vorlesungsskript*.
- Dichtl, N., Keudel, L., & Wicht, H. (2002). *Verfahrenstechnik der Wasser und Abwasserbehandlung*.
- DIN 38404 Teil 5 (1993). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung - Physikalische und physikalisch-chemische Kenngrößen (Gruppe C) - Teil 5: Bestimmung des pH-Werts (C 5).

- DIN 38405 Teil 9 (2010). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung - Anionen (Gruppe D) - Teil 9: Photometrische Bestimmung von Nitrat (D 9).
- DIN 38406 Teil 5 (1983). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Deutsche Einheitsverfahren Wasser, Abwasser- und Schlammuntersuchung; Kationen (Gruppe E); Bestimmung des Ammonium-Stickstoffs (E 5).
- DIN 38409 Teil 41 (1980). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung; Summarische Wirkungs- und Stoffkenngrößen (Gruppe H); Bestimmung des Chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) im Bereich über 15 mg/l (H 41).
- DIN 38414 Teil 2 (1985). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung - Schlamm und Sedimente (Gruppe S) - Bestimmung des Wassergehaltes und des Trockensubstanzrückstandes bzw. der Trockensubstanz (S 2).
- DIN 38414 Teil 3 (1985). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung - Schlamm und Sedimente (Gruppe S) - Bestimmung des Glührückstandes und des Glühverlustes der Trockenmasse eines Schlammes (S 3).
- DIN EN 1484 (1997). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Wasseranalytik - Anleitungen zur Bestimmung des gesamten organischen Kohlenstoffs (TOC) und des gelösten organischen Kohlenstoffs (DOC).
- DIN EN 1899 Teil 1 (1998). Normenausschuß für Wasserwesen NAW im DIN Deutschen Institut für Normung e.V.: Bestimmung des biochemischen Sauerstoffbedarfs nach n Tagen (BSBn).
- DIN EN 26777 (1993). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Wasserbeschaffenheit; Bestimmung von Nitrit; Spektrometrisches Verfahren (ISO 6777:1984); Deutsche Fassung EN 26777:1993.
- DIN EN 27888 (1985). DIN Deutsches Institut für Normung e. V.: Wasserbeschaffenheit; Bestimmung der elektrischen Leitfähigkeit (ISO 7888:1985).
- Dockhorn, T. (2006). Ressourcenökonomische Anreize für ein zukunftsfähiges Stoffstrommanagement in der kommunalen Abwasserwirtschaft. *KA Abwasser Abfall*, 53(1), 35–41.
- Fischer, J., Albrecht, A., & Kämpfer, P. (2001). Mikrobiologie der Kompostierung von Abfällen. In P. Kämpfer & W. D. Weissenfels (Eds.), *Biologische Behandlung organischer Abfälle* (pp. 3–39). Berlin New York: Springer.
- Fleischer, C. (2001). *Detaillierte Modellierung von Gas-Flüssigkeits-Reaktoren*. Düsseldorf: VDI Verlag.

- Frey, W. (2010). *Skript Belüftungssysteme - Institut für Wassergüte, Ressourcenmanagement und Abfallwirtschaft der TU Wien*.
- Fricke, K. (1990). *Grundlagen zur Bioabfallkompostierung unter besonderer Berücksichtigung von Rottsteuerung und Qualitätssicherung* (2 ed.). [Göttingen]: Verl. Die Werkstatt.
- Fricke, K. & Franke, H. (2002). Biologische Verfahren zur Bio- und Grünabfallverwertung und Restabfallbehandlung. In U. Loll (Ed.), *Mechanische und biologische Verfahren der Abfallbehandlung*. Berlin: Ernst & Sohn.
- Fricke, K., Kugelstadt, O., & Wallmann, R. (2010). *Abschlussbericht zur wissenschaftlich-technischen Begleitung der MBA Südniedersachsen - BMU-Umweltinnovationsprogramm zur Förderung von Investitionen mit Demonstrationscharakter zur Verminderung von Umweltbelastungen Projektnr. 200085*. Umweltbundesamt www.cleaner-production.de.
- Fricke, K., Müller, W., Bartečko, C., Einzmann, U., Franke, J., Heckenkamp, G., Kellner-Aschenbrenner, K., Kölbl, R., Mellies, R., Niesar, M., Wallmann, R., & Zipfel, H. (1999). *Stabilisierung von Restmüll durch mechanisch-biologische Behandlung und Auswirkungen auf die Deponierung, Endbericht des BMBF-Verbundvorhabens Biologische Vorbehandlung von zu deponierenden Abfällen, Teilvorhaben der Ingenieurgesellschaft Witzenhausen Nr. 1480945*. Potsdam.
- Fricke, K. & Turk, T. (2004). *Wissenschaftlich-technische Begleitung des ISKA-Perkulationsverfahrens (unveröffentlicht)*.
- Fritzsche, W. (2002). *Mikrobiologie* (3., neubearb. ed.). Heidelberg: Spektrum.
- Fuchs, G., Schlegel, G., & Eitinger, T. (2007). *Allgemeine Mikrobiologie* (8., vollst. überarb. und erw. ed.). Stuttgart [u.a.]: Thieme.
- Gallert, C. & Winter, J. (Eds.). (2006). *Angewandte Mikrobiologie*. Berlin/Heidelberg: Springer-Verlag.
- Glathe, H. (1985). *Biologie der Rotteprozesse bei der Kompostierung von Siedlungsabfällen*. Müll und Abfallbeseitigung 5210-5290.
- Grundmann, T. (2005/2006). *MBA Steckbriefe*. ASA-Arbeitsgemeinschaft Stoffspezifische Abfallbehandlung.
- Gujer, W. (2007). *Siedlungswasserwirtschaft*. Heidelberg: Springer Verlag Berlin.
- Hansen, J., Wu, K., Kolisch, G., Hobus, I., & Schirmer, G. (2007). *Ökoeffizienz in der Wasserwirtschaft: Steigerung der Energieeffizienz von Abwasseranlagen*. Ministerium für Umwelt, Forsten und Verbraucherschutz Rheinland-Pfalz.

- Haug, R. (1993). *The Particle Handbook of Compost Engineering*. Boca Raton Florida: Lewis Publishers.
- Heerenklage, J., Mussio, E., Sieksmeyer, R., & Stegmann, R. (2008). Anaerobe/aerobe Behandlung in der Flüssigphase - Betriebserfahrungen. *Deponietechnik*.
- Heinzle, E. (2010). *Gas-flüssig Stoffübergang in Schüttelkolben – Bestimmung des KLa-Wertes: Praktikum Technische Chemie, Versuch H1*.
- Helm, M. (1995). *Prozessführung bei der Kompostierung von organischen Reststoffen aus Haushalten*. Münster-Hiltrup: KTBL-Schriften-Vetrieb im Landwirtschaftsverlag.
- Higbie, R. (1935). *The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during a short time of exposure*. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers 31.
- Hörler, A. (1964). Ergebnisse einiger Versuchsanalgen der biologischen Abwasserreinigung und Schlußfolgerungen für die Praxis. In G. Müller-Neuhaus (Ed.), *Biologische Verfahren der Abwasserreinigung*. Essen: Vulkan Verlag.
- Illanes, A. (2008). *Enzyme biocatalysis*. [S.l.]: Springer.
- Jäckel, U. & Kämpfer, P. (2003). *Mikrobiologie der Kompostierung*. Müll-Handbuch Kennzahl 5210. Berlin: Erich Schmidt Verlag.
- Kämpfer, P. & Weissenfels, W. D. (Eds.). (2001). *Biologische Behandlung organischer Abfälle*. Berlin New York: Springer.
- Kanning, K. (2008). Start-up of biological waste treatment plants: degradation behaviour, methane formation and safety of plants. In W. Bidlingmaier (Ed.), *Moving Organic Waste Recycling Towards Resource Management and Biobased Economy*. Weimar: Orbit e.V.
- Kayser, R., Lemmer, H., Pöpel, H., & Wagner, M. (1997). *Belebensverfahren*. ATV-Handbuch- Biologische und weitergehende Abwasserreinigung. Berlin: Ernst&Sohn.
- Kern, M., Raussen, T., Funda, K., Lootsma, A., & Hofmann, H. (2010). *Aufwand und Nutzen einer optimierten Bioabfallverwertung hinsichtlich Energieeffizienz, Klima- und Ressourcenschutz - FKZ 370733304 / UBA FB 001295*. Im Auftrag des Umweltbundesamtes.
- Ketelsen, K., Kanning, K., & Fehre, E. (2005). Vergleich von Konzepten für die biologische Stufe von MBA. In K. Fricke, C.-G. Bergs, G. Kosak, R. Wallmann, & H. Vogtmann (Eds.), *Von der Entsorgungswirtschaft zur Ressourcenwirtschaft*. Weimar: Orbit e.V.

- Kolisch, G. & Hansen, J. (2008). Steigerung der Energieeffizienz von kommunalen Kläranlagen-Ergebnisse von Referenzanlagen in Rheinland Pfalz. In H. Horn & W. Günthert (Eds.), *Energieeffiziente Abwasserbehandlung - Berichte aus der Siedlungswasserwirtschaft TU München*. München.
- Kranert, M. (1988). *Freisetzung und Nutzung von thermischer Energie bei der Schlammkompostierung*. In: Stuttgarter Berichte zur Abfallwirtschaft Band 33. Berlin: Erich Schmidt Verlag.
- Kranert, M. (Ed.). (2010). *Einführung in die Abfallwirtschaft* (4., vollständig aktualisierte u. erw. ed.). Wiesbaden: Vieweg + Teubner.
- Kraschon, G. (1994). Sind die Summenparameter GV und TOC zur Charakterisierung des organischen Anteils im Abfall geeignet? In M. Bahadir, W. Brewitz, & H.-J. Collins (Eds.), *Zentrum für Abfallwirtschaft: Abfallwirtschaft im Lichte der neuen Vorschriften*, volume 9 (pp. 131–142).
- Krauth, K. (1984). Stellungnahme zur Veröffentlichung: Stand der Nitrifikation und Denitrifikation in kommunalen Kläranlagen - statistische Auswertung. *Gas- und Wasserfach/Wasser-Abwasser*, (125), 496–498.
- Krauth, K. & Maier, W. (1986). Studie über den Stand der Nitrifizierung und Denitrifizierung in Kläranlagen. In K. Krauth (Ed.), *Anwendung des Belebungsverfahrens zur Nitrifikation und Denitrifikation*. München: Oldenbourg [in Komm.].
- Krogmann, U. (1994). *Kompostierung: Grundlagen zur Einsammlung und Behandlung von Bioabfällen unterschiedlicher Zusammensetzung*. Bonn: Economica Verlag GmbH.
- Kutzner, H. J. & Jäger, T. (1994). *Kompostierung aus mikrobiologischer Sicht- ein Essay. Fünftes Hohenheimer Seminar*. Gießen: Deutsche Veterinärmedizinische Gesellschaft e.V.
- Lohmann, J. & Schlegel, S. (1983). Erfahrungen zur Regelung und Steuerung des Sauerstoffeintrages insbesondere im Hinblick auf mögliche Energieeinsparungen. *Gewässerschutz, Wasser, Abwasser*, (59), 561–589.
- Lorenz, R. (1996). *Grundbegriffe der Biometrie*. Gsütav Fischer Verlag.
- Miller, F. C. (1989). *Matric water potential as an ecological determinant in compost, a substrate dense system*. In: *Microbial Ecology* 18 pp 59-71.
- Mitsdoerffer, R. & Christ, O. (2008). Gewässer-, Klima- und Ressourcenschutz durch energetische Anlagenoptimierung. In H. Horn & W. Günthert (Eds.), *Energieeffiziente Abwasserbehandlung - Berichte aus der Siedlungswasserwirtschaft TU München*. München.

- Müller, W. (1995). *Leistungsfähigkeit der biologischen Restmüllbehandlung und Auswirkungen der biologischen Vorbehandlung auf die Stabilität des zu deponierenden Materials. Dissertation an der Gesamthochschule Kassel*. Stuttgart: Studienreihe Abfall Now 14.
- Nieweler, A. (1998). Anlagekonzept der mechanisch-biologischen Restabfallbehandlungsanlage (RABA) in Bassum. 2. Niedersächsische Abfalltage Fachtagung Stand der Technik der MBA, Lüneburg.
- Ory, I. d., Romero, L. E., & Cantero, D. (1999). Laboratory scale equipment for the determination of k L a in bio-reactors. *Bioprocess Engineering*, 20(1), 73–75.
- Otten, K. E. (2007). *Auslegung eines Strömungsreaktors mit keramischen Monolithen zur Sauerstoffversorgung von immobilisierten aeroben Mikroorganismen*.
- Ottow, J. C. G. & Bidlingmaier, W. (1997). *Umweltbiotechnologie*. Stuttgart: Fischer.
- Pöpel, H. & Wagner, M. (1997). *Sauerstoffeintrag und Sauerstoffertrag von Belüftungssystemen und deren Bestimmung mit modernen Messmethoden: Grundlegende Einflussfaktoren zur Optimierung von Druckluftbelüftungssystemen*. PhD thesis, TU Darmstadt, Darmstadt.
- Poughon, L., Duchez, D., Cornet, J. F., & Dussap, C. G. (2003). k L a determination: comparative study for a gas mass balance method. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 25(6), 341–348.
- Rau, U. & Graßl, W. (2011). *Technische Biochemie: Skript*. Institut für Biochemie und Biotechnologie der TU Braunschweig.
- Ritzkowski, M. & Stegmann, R. (2006). Verkürzung der Deponienachsorge mittels Niederdruck In-Situ Belüftung. *Tagungsband zur 8. Depo Tech Konferenz*.
- Roth, M. (1998). *Stromverbrauch auf kommunalen Kläranlagen*. Handbuch Wasser 4 and Band 13: Landesamt für Umweltschutz Baden-Württemberg.
- Scherer, P. & Kämpfer, P. (2002). *Biologische Grundlagen*. ATV-Handbuch- Mechanische und biologische Verfahren der Abfallbehandlung. Berlin: Ernst&Sohn.
- Schlegel, H. (1992). *Allgemeine Mikrobiologie* (7. ed.). Thieme Verlag.
- Schmidt, G. (1964). Über Reinigungsablauf, erreichbare Reinigungseffekte und Sauerstoffbedarf beim Belebungsverfahren. In G. Müller-Neuhaus (Ed.), *Biologische Verfahren der Abwasserreinigung*. Essen: Vulkan Verlag.
- Schmidt, R. (2008). Energiemanagement auf Großkläranlagen. In H. Horn & W. Günthert (Eds.), *Energieeffiziente Abwasserbehandlung - Berichte aus der Siedlungswasserwirtschaft TU München*. München.

- Schubert, H. (Ed.). (2008). *Handbuch der mechanischen Verfahrenstechnik: Partikeleigenschaften, Mikroprozesse, Makroprozesse, Zerteilen, Agglomerieren, Trennen, Mischen, Schüttgut* (Nachdruck. ed.). Weinheim: Wiley-VCH.
- Sievers, U. (1997). *Großtechnisches Pilotprojekt zur mechanisch-biologischen Abfallbehandlung des Landkreises Ravensburg. Abschlussbericht für den Ausschuss für Technik (AUT) der LEG Landesentwicklungsgesellschaft Baden- Württemberg mbH Stuttgart*. Stuttgart.
- Springer, C. (2010). *Vom Substitutionspotenzial und der Energiebilanz des Komposts zum Entwurf eines Effizienzpasses für biologische Abfallbehandlungsanlagen*. Dissertation Bauhaus Universität Weimar. Professur Abfallwirtschaft.
- Stadtmüller, U. (2004). *Grundlagen der Bioabfallwirtschaft*. Neuruppin: TK Verlag Thomé-Kozmiensky.
- Stanton, K., Allemann, J., Pressley, R., & Eloff, J. (2001). 2nd Generation Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion: Conceptual Issues and Process Advancements. *Proceedings of the Water Environment Federation, WEF/AWWA/CWEA Joint Residuals and Biosolids Management*, 1484–1495.
- Stegmann, R. & Heerenklage, J. (2004). Anaerobe/Aerobe Verbehandlung von Restabfällen in der Flüssigphase: Neue Verfahrenskombination zur MBV. *Müll und Abfall*, (5), 215–220.
- Stenstrom, M. & Poduska, R. (1980). The effect of dissolved oxygen concentration on nitrification. *Water Research*, (14), 643–649.
- Stentiford (1996). *Composting control: principles and practice*. In: Blackie Academic & Professional pp 49-59. London.
- Stockinger, J. (2004). *Abluftmanagement und Abluftbehandlung an Anlagen zur mechanisch-biologischen Abfallbehandlung*. Hannover: ISAH.
- Teichmann, H. (1997). *Biologische und weitergehende Abwasserreinigung* (4 ed.). Berlin: Ernst.
- Tidden, F. (2003). *Leistungsmerkmale und Grenzen der mehrphasigen anaeroben Behandlung kommunaler Bioabfälle*. In: Berichte aus Wassergüte und Abfallwirtschaft. TU München.
- Turk, T., Bahr, T., Fricke, K., & Hake, J. (2008). *Nachrüstung von MBA durch Vorschaltung von Vergärungsanlagen*. 20. Kasseler Abfallforum. Witzenhausen-Institut für Abfall, Umwelt und Energie GmbH.
- VDI 3496 (1982). Verein deutscher Ingenieure e.V.: Bestimmung der durch Absorption in Schwefelsäure erfaßbaren basischen Stickstoffverbindungen.

- VDI 4630 (2006). Verein deutscher Ingenieure e.V.: Vergärung organischer Stoffe - Substratcharakterisierung, Probenahme, Stoffdatenerhebung, Gärversuche.
- Viehl, K. (1941). Der Einfluss des Sauerstoffgehaltes auf das Belebtschlammverfahren. *Bakt. II*.
- Wagner, M. (1992). *Sauerstoffeintrag und Sauerstofftrag von Belüftungssystemen und deren Bestimmung mit modernen Messmethoden: Die Belüftungstechnik in der Abwasserreinigung*. PhD thesis, TU Darmstadt, Darmstadt.
- Wagner, M. (1995). *Sauerstoffeintrag und Sauerstofftrag von Belüftungssystemen und deren Bestimmung mit modernen Messmethoden: Belüftungssysteme für Belebtschlammanlagen-Wirtschaftliche Wertung und Betrieb*. PhD thesis, TU Darmstadt, Darmstadt.
- Wagner, M. & Loock, P. (2009). *Wissenschaftliche Erforschung der Ursachen der Belagsbildung auf Membrandruckbelüftungselementen in Abwasserreinigungsanlagen und Ableitung von Maßnahmen zur Behebung (DBU Projekt Nr 20326)*.
- Wallmann, R. & Fricke, K. (2002). Energiebilanz bei der Verwertung von Bio- und Grünabfällen und bei der Mechanisch-biologischen Restabfallbehandlung. In U. Loll (Ed.), *Mechanische und biologische Verfahren der Abfallbehandlung*. Berlin: Ernst & Sohn.
- Weiland, P. (2003). *Biologie der Biogaserzeugung*. Vortrag am 02.04.2003. http://www.biogas-infoboard.de/pdf/Biologie_der_Biogaserzeugung.pdf.
- Wicht, H. (1996). *N₂O-Emissionen durch den Betrieb biologischer Kläranlagen*, volume 58 of *Schriftenreihe des Institut für Siedlungswasserwirtschaft TU Braunschweig*.
- Wuhrmann, K. (1964). Hauptwirkungen und Wechselwirkungen einiger Betriebsparameter im Belebtschlammssystem. Ergebnisse mehrjähriger Großversuche. *Zeitschrift für Hydrologie*, (XXVI), 218.
- Zwietering, T. N. (1958). Suspending of solid particles in liquid by agitators. *Chemical Engineering Science*, (8), 244–253.

A Abbildungen

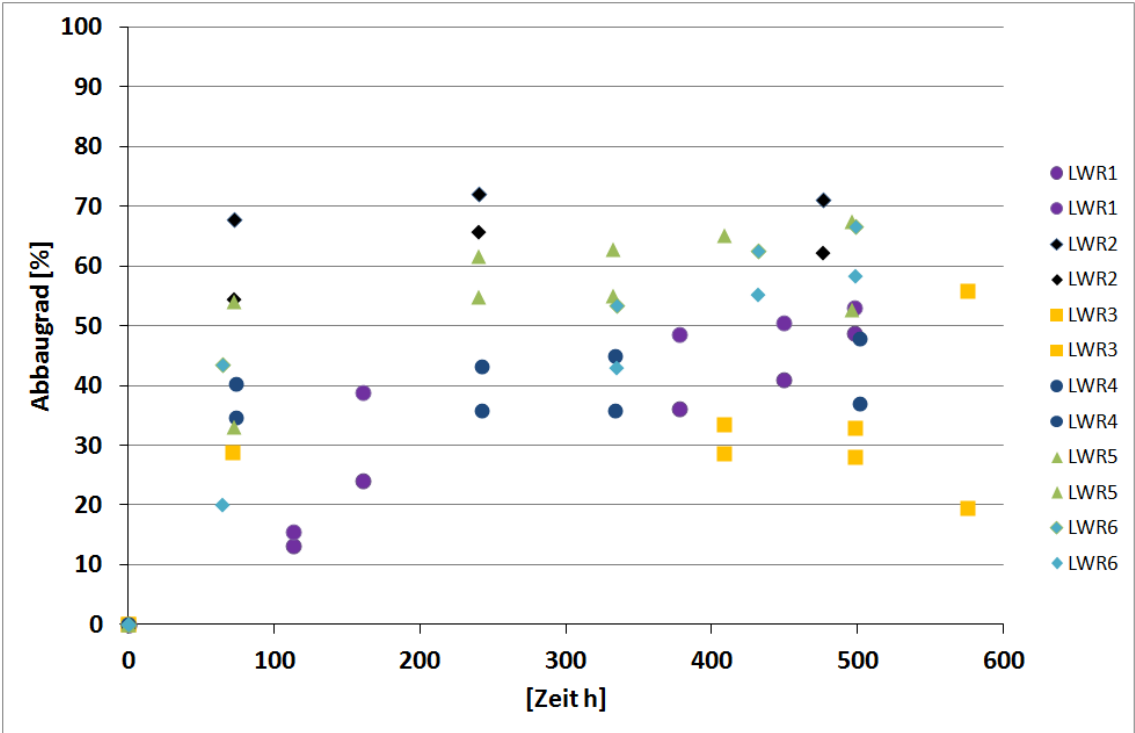


Abbildung A.1: Verlauf des oTS Abbaus Versuche 100l-Reaktoren

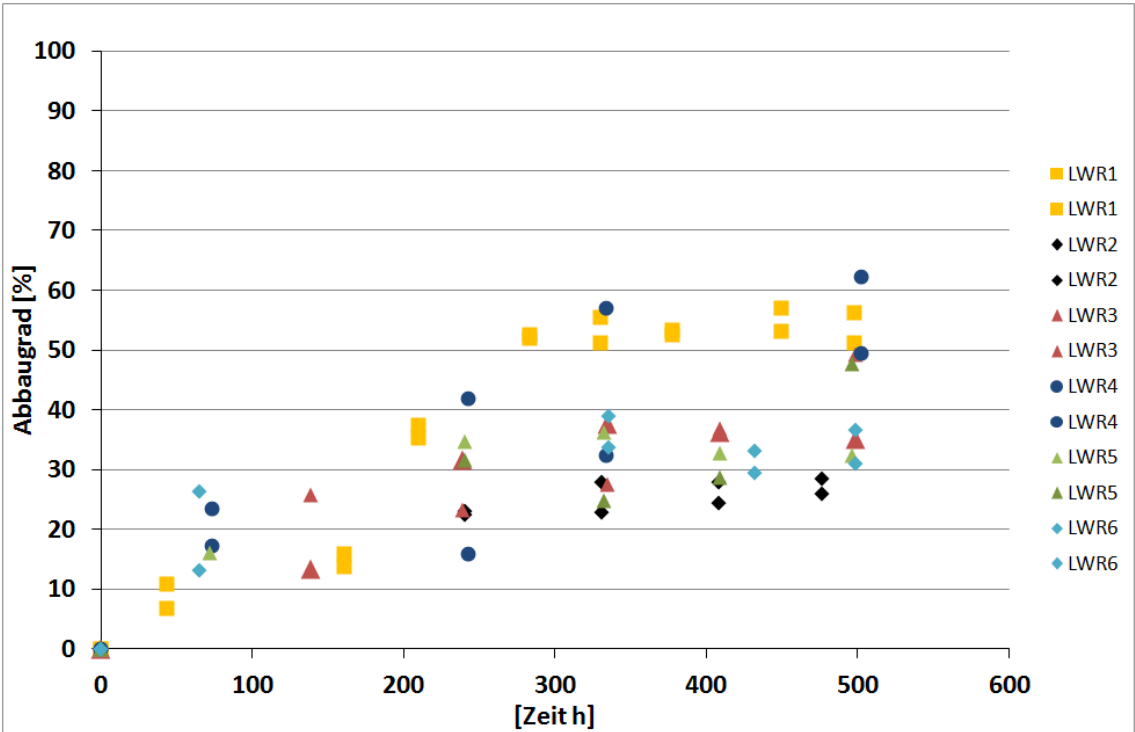


Abbildung A.2: Verlauf des CSB Abbaus Versuche 100l-Reaktoren

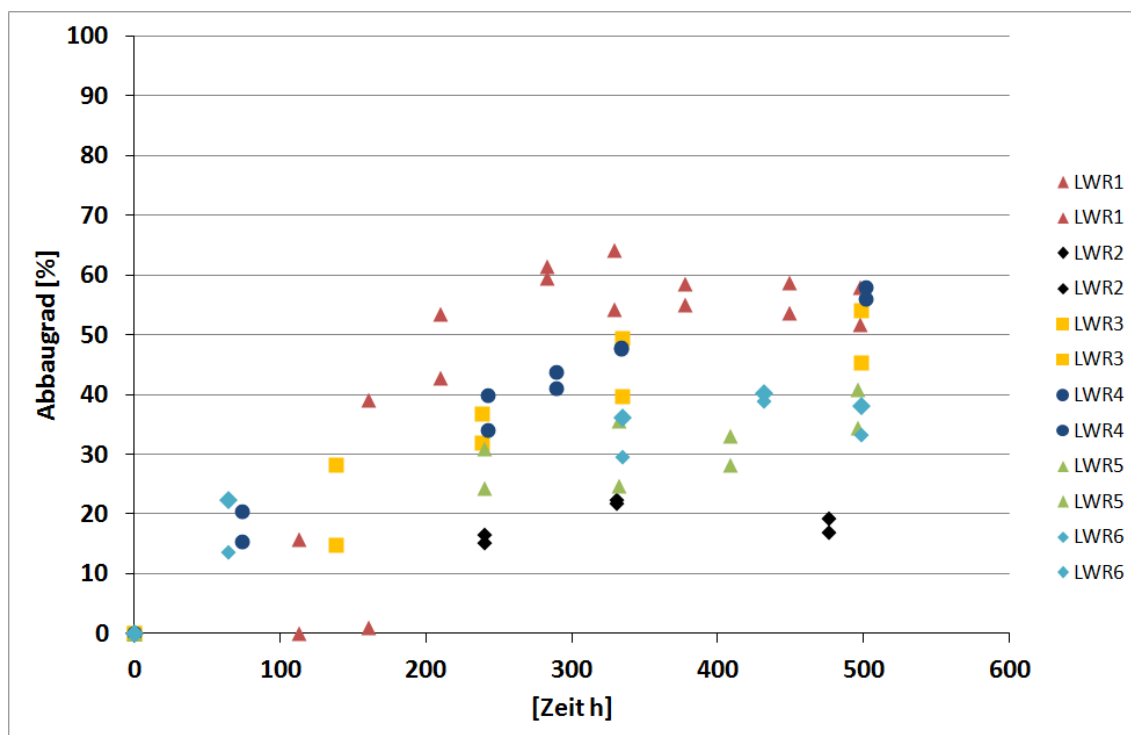


Abbildung A.3: Verlauf des TOC Abbaus Versuche 100l-Reaktoren

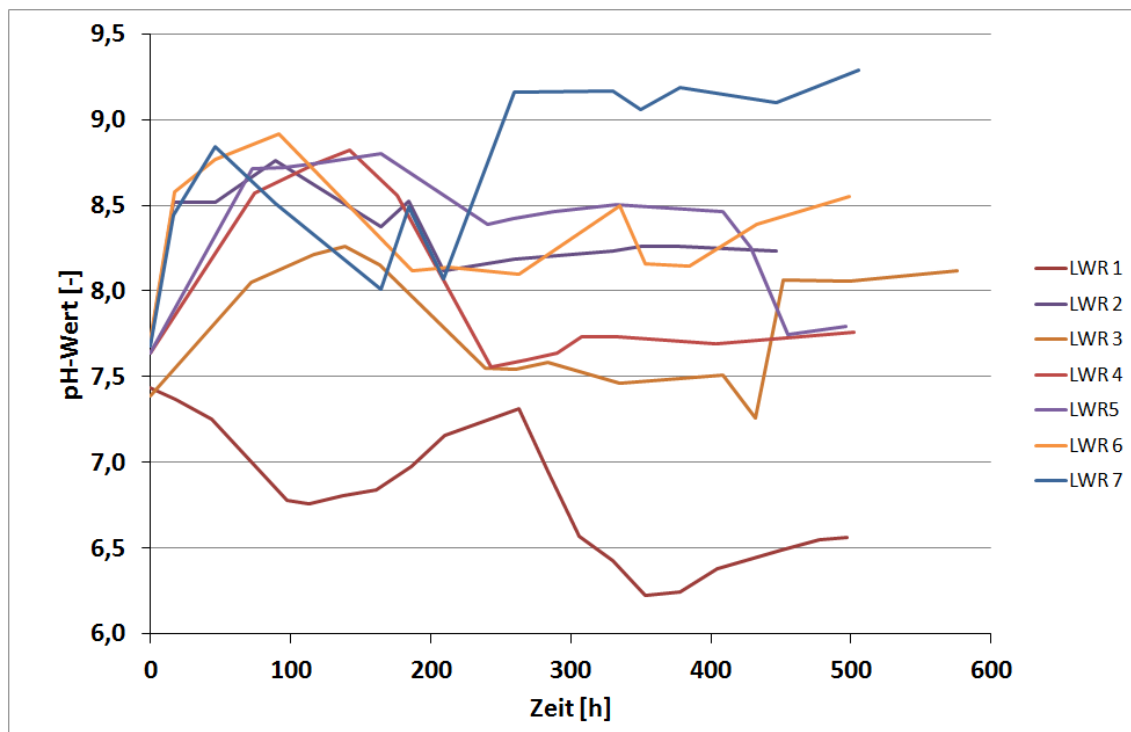


Abbildung A.4: pH-Wert Messungen der Versuche 100l-Reaktoren

A Abbildungen

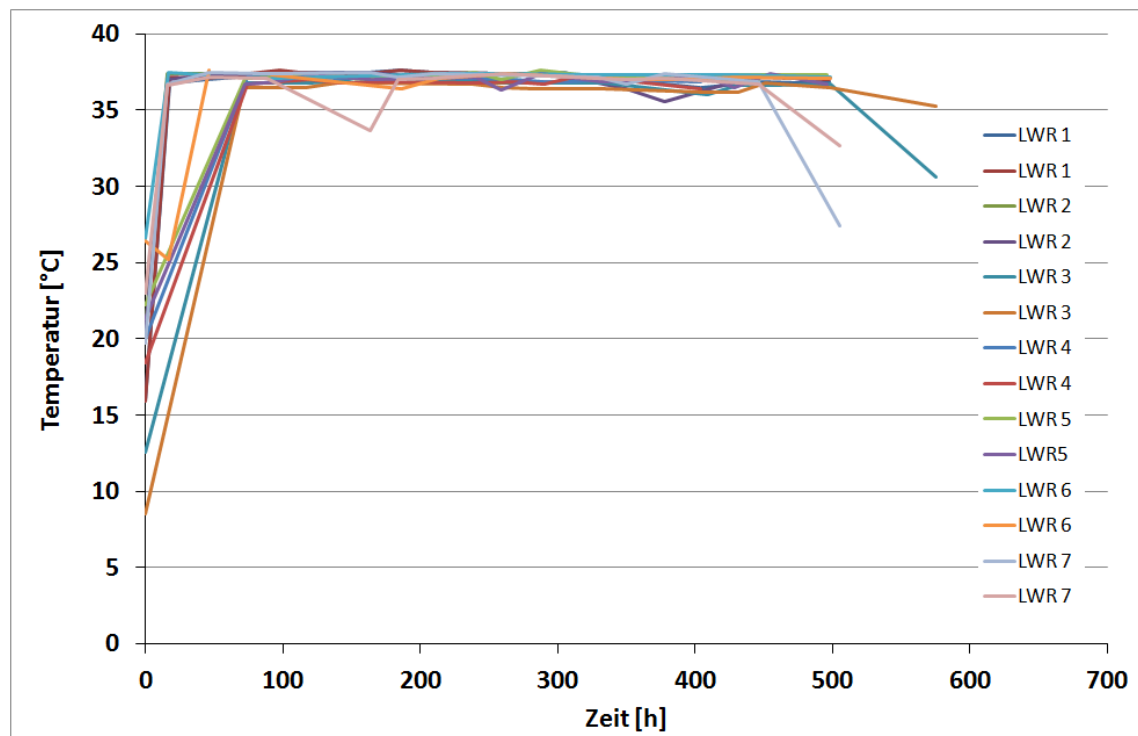


Abbildung A.5: Temperaturmessungen der Versuche 100l-Reaktoren

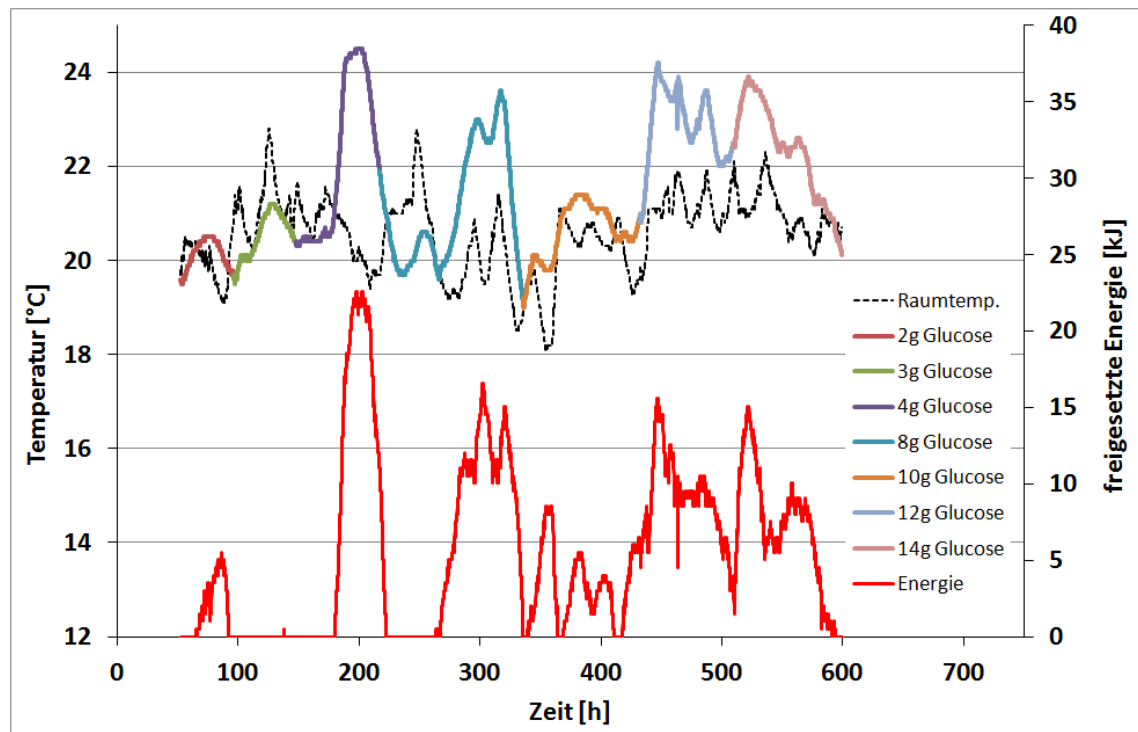


Abbildung A.6: Temperturverlauf in Abhängigkeit der Glucosekonzentration

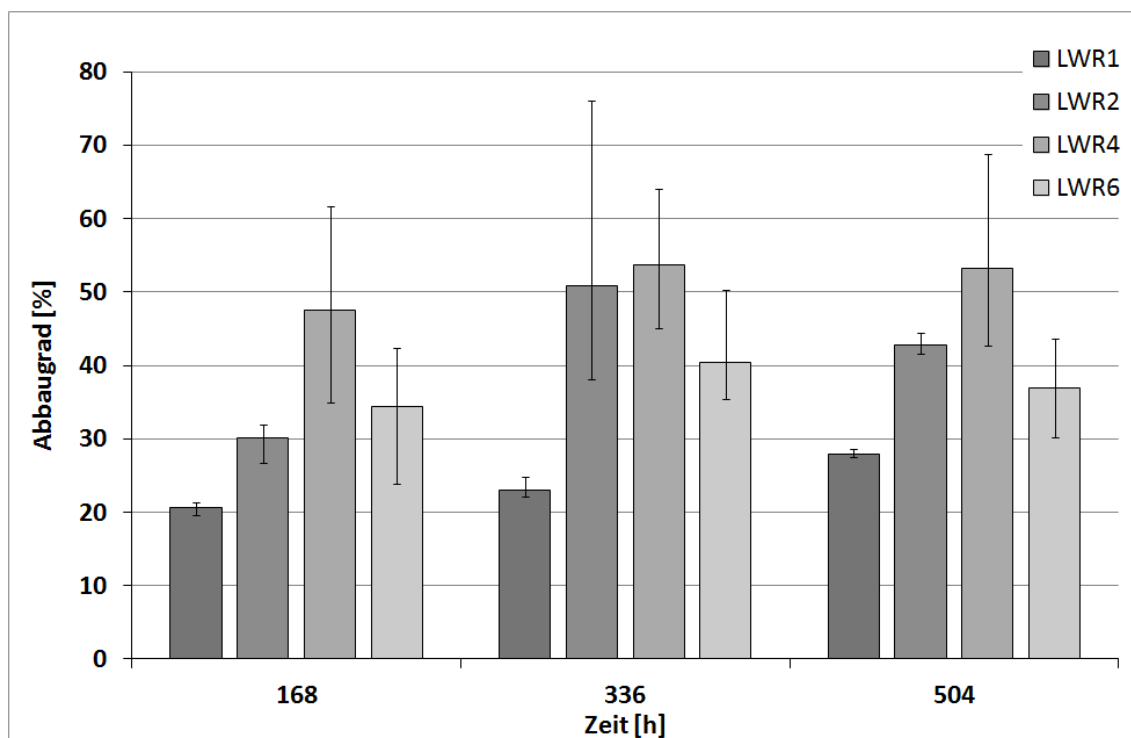


Abbildung A.7: Verlauf des oTS Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)

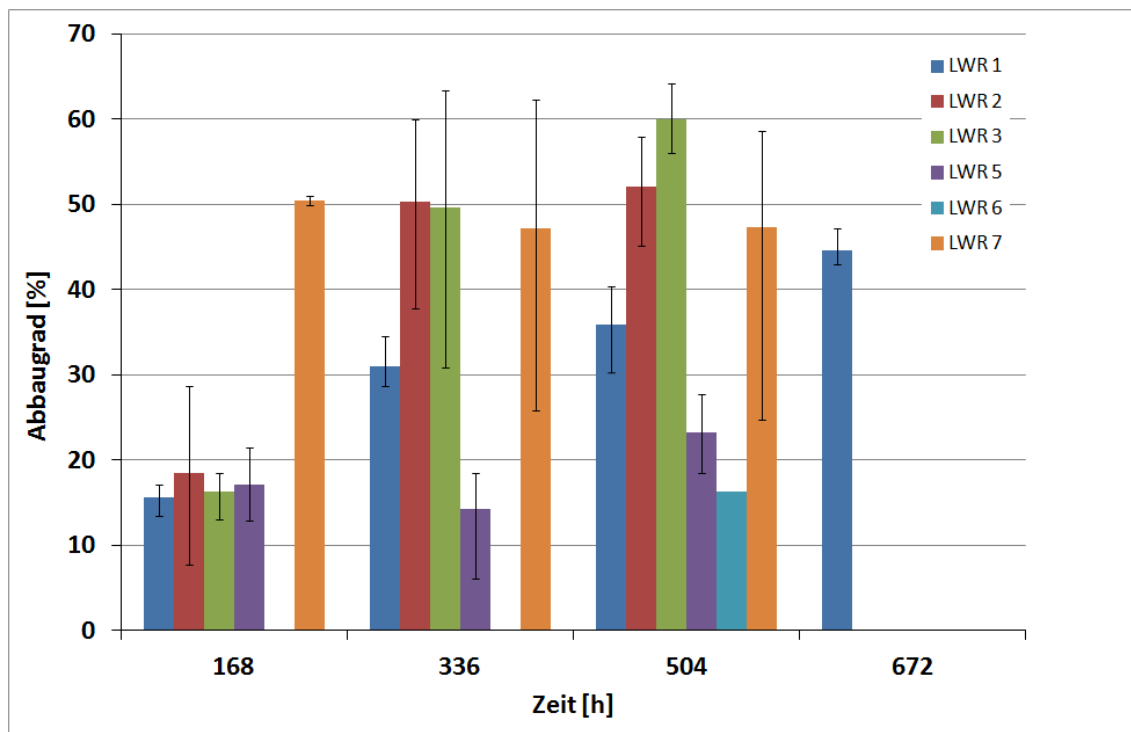


Abbildung A.8: Verlauf des oTS Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (original Substrat)

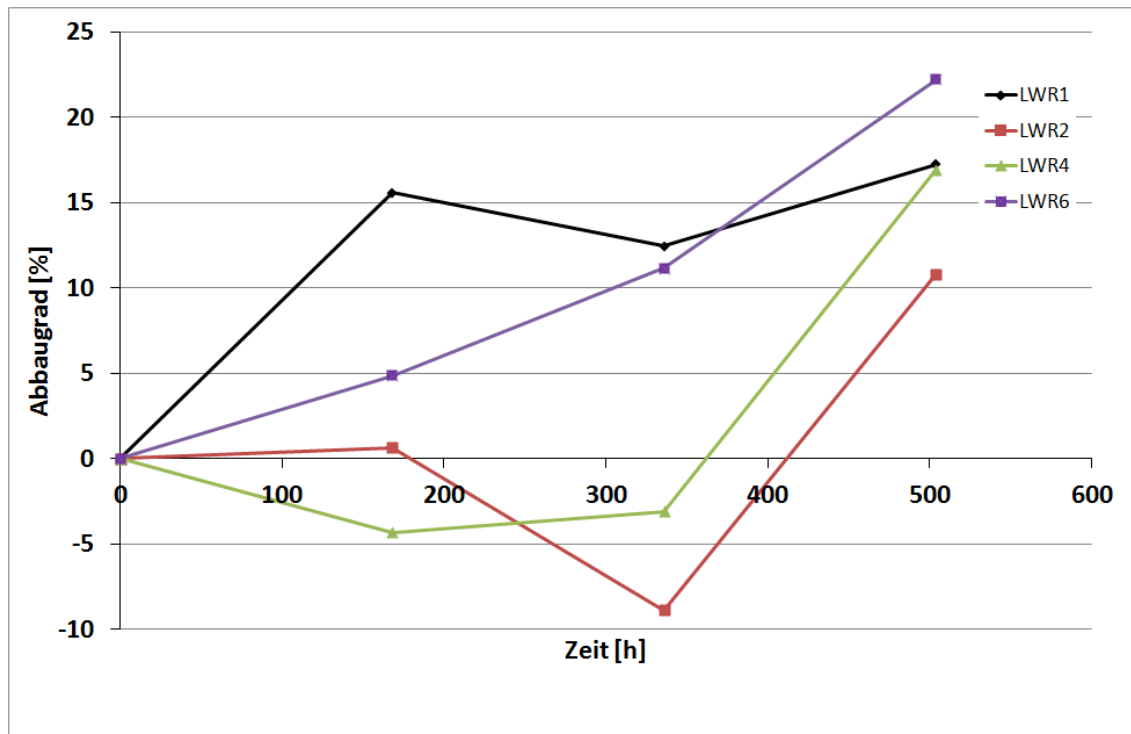


Abbildung A.9: Verlauf des CSB Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)

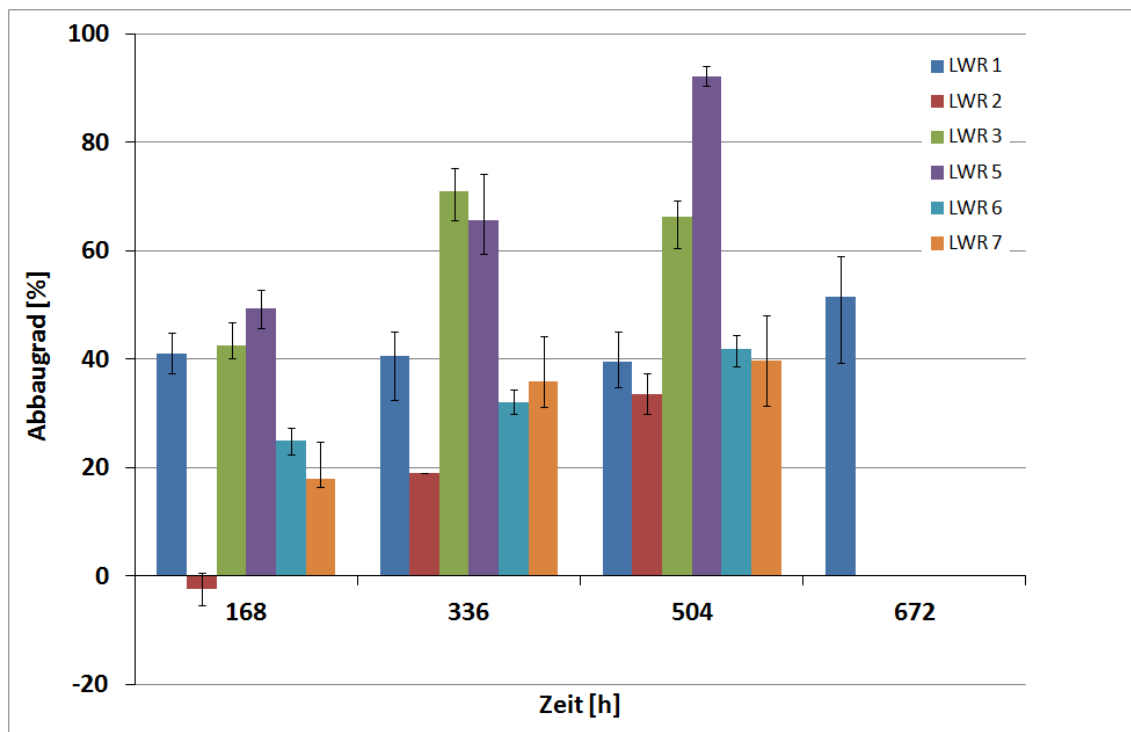


Abbildung A.10: Verlauf des CSB Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (original Substrat)

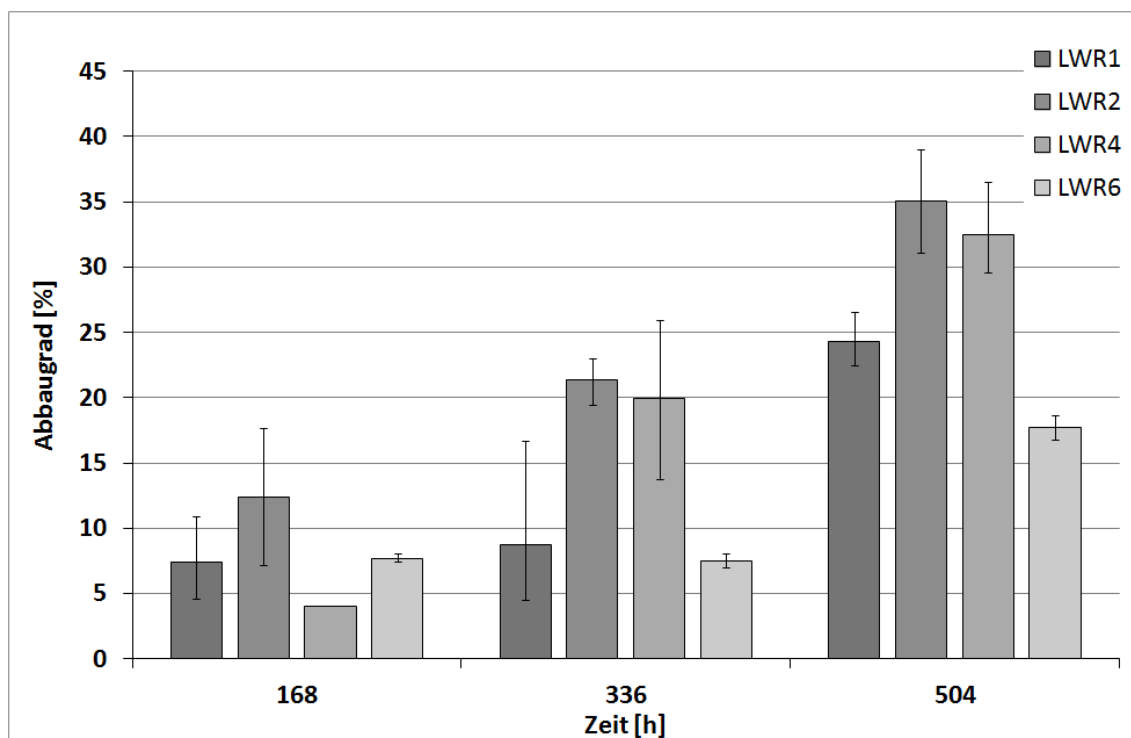


Abbildung A.11: Verlauf des TOC Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)

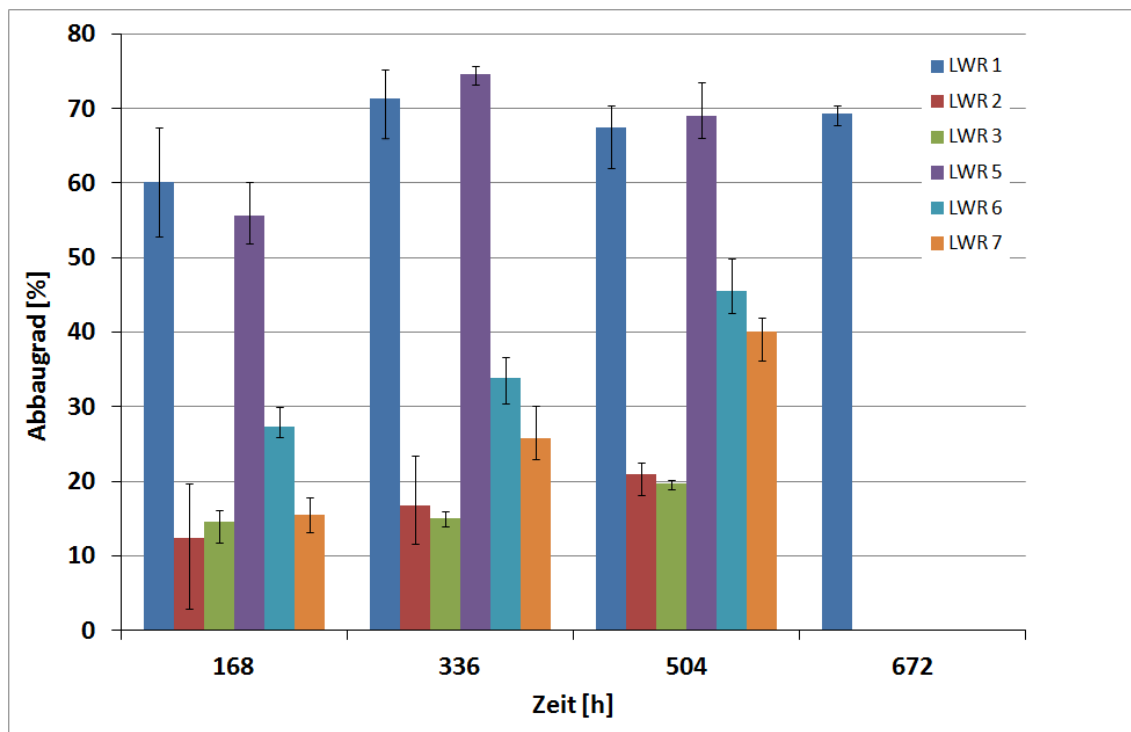


Abbildung A.12: Verlauf des TOC Abbaus Versuche 2L-Reaktoren (original Substrat)

A Abbildungen

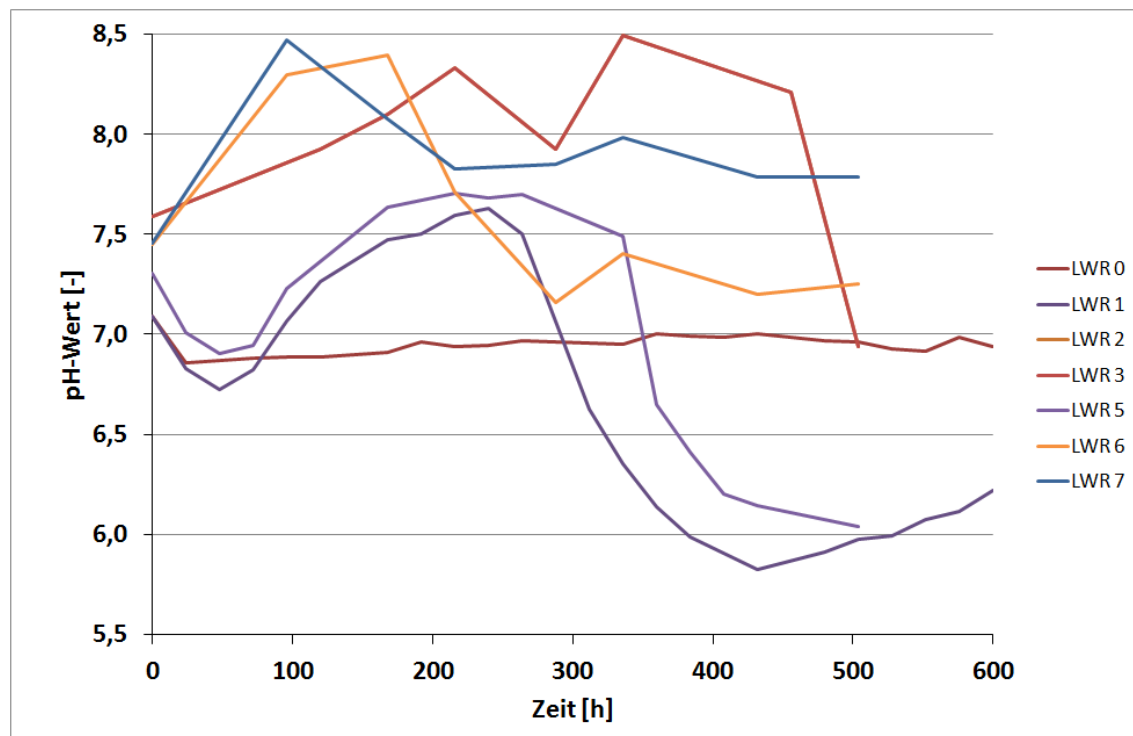


Abbildung A.13: pH-Wert Messungen der Versuche 2L-Reaktoren

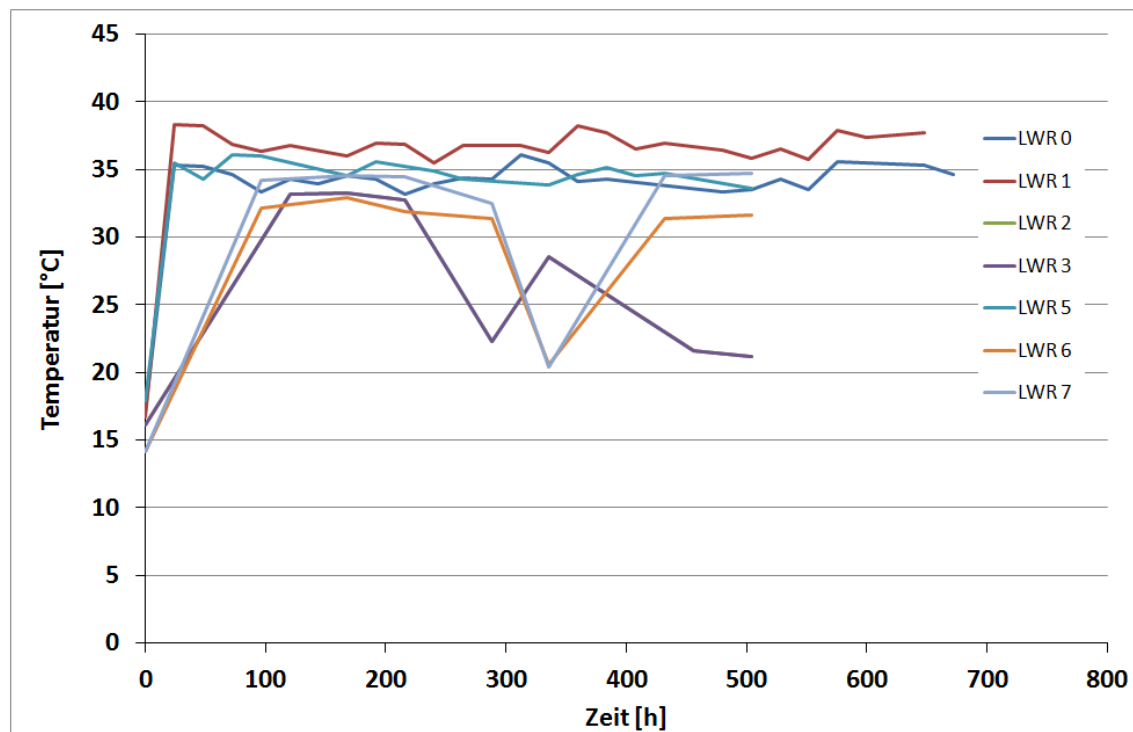


Abbildung A.14: Temperatur-Messungen der Versuche 2L-Reaktoren

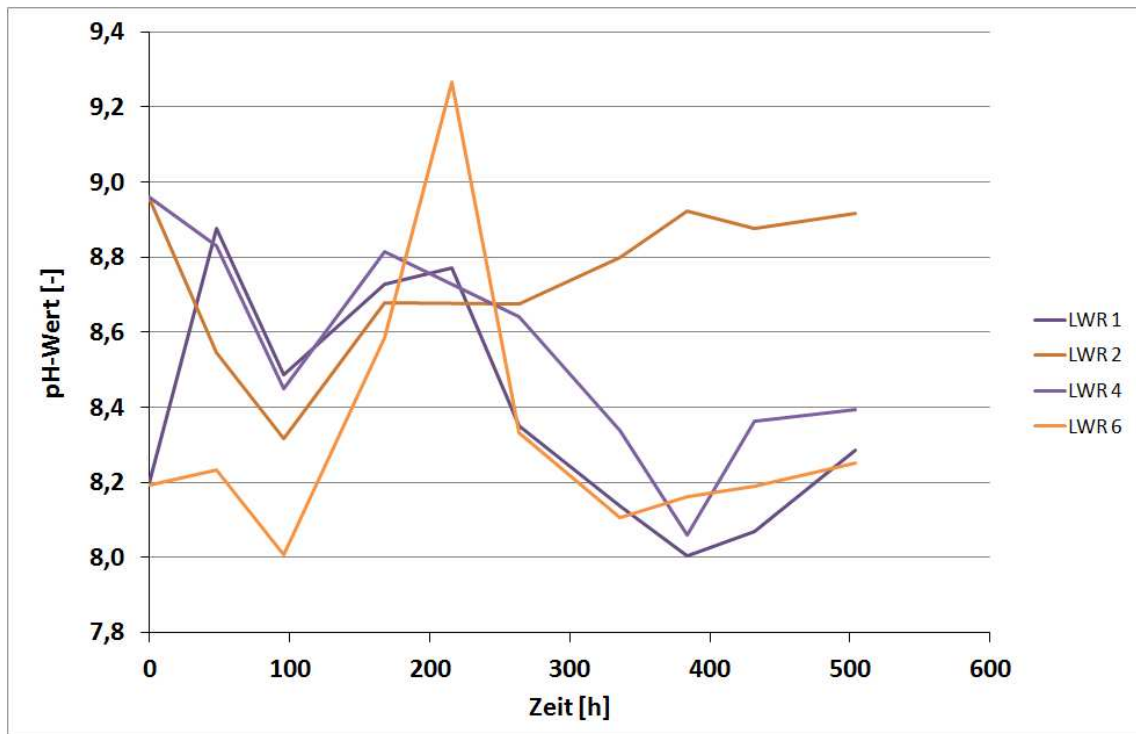


Abbildung A.15: pH-Wert Messungen der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)

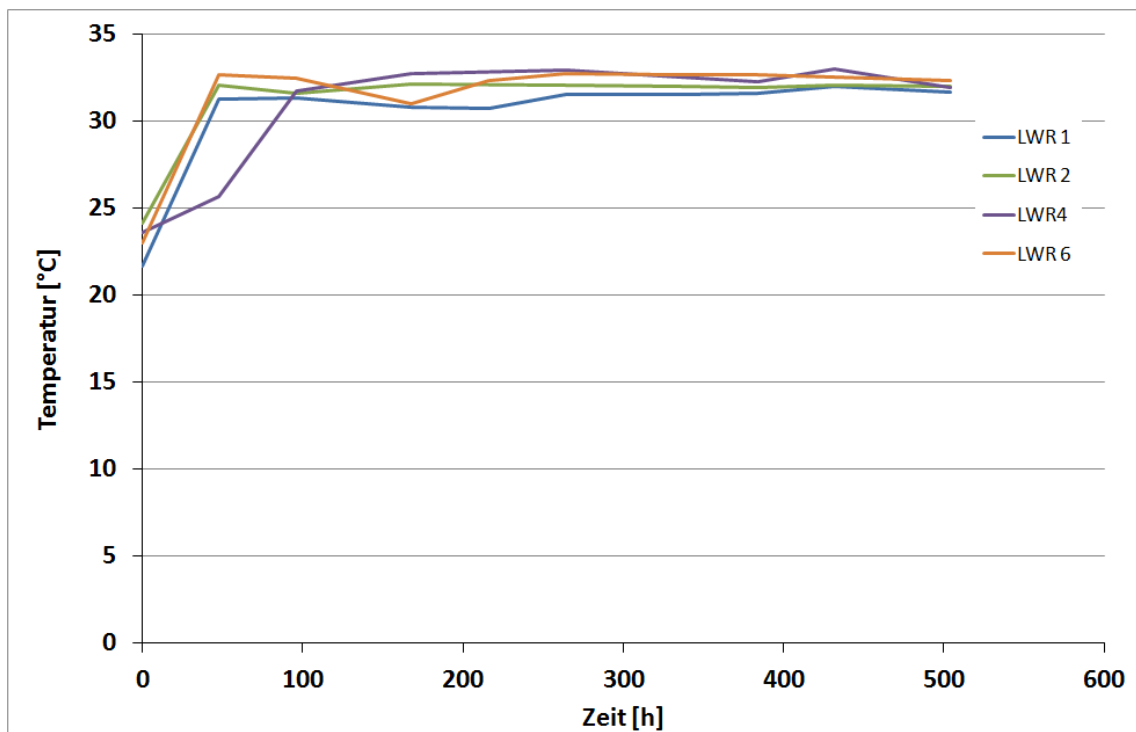


Abbildung A.16: Temperatur-Messungen der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)

A Abbildungen

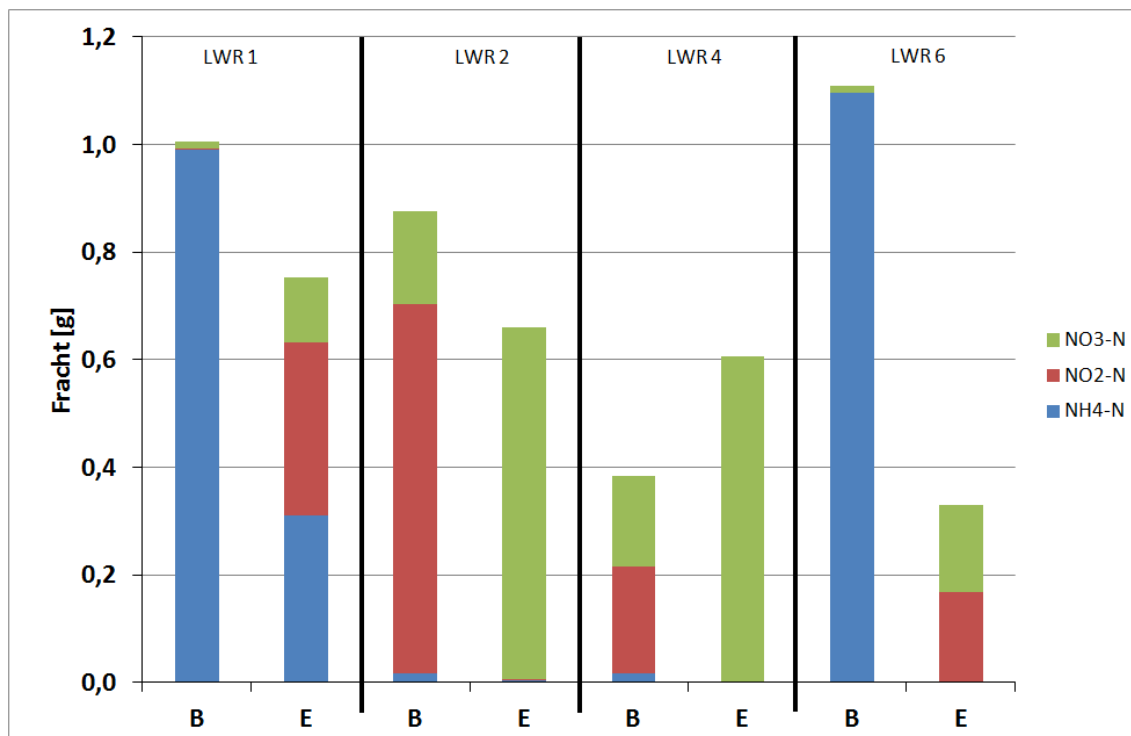


Abbildung A.17: Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat) Reaktor 1

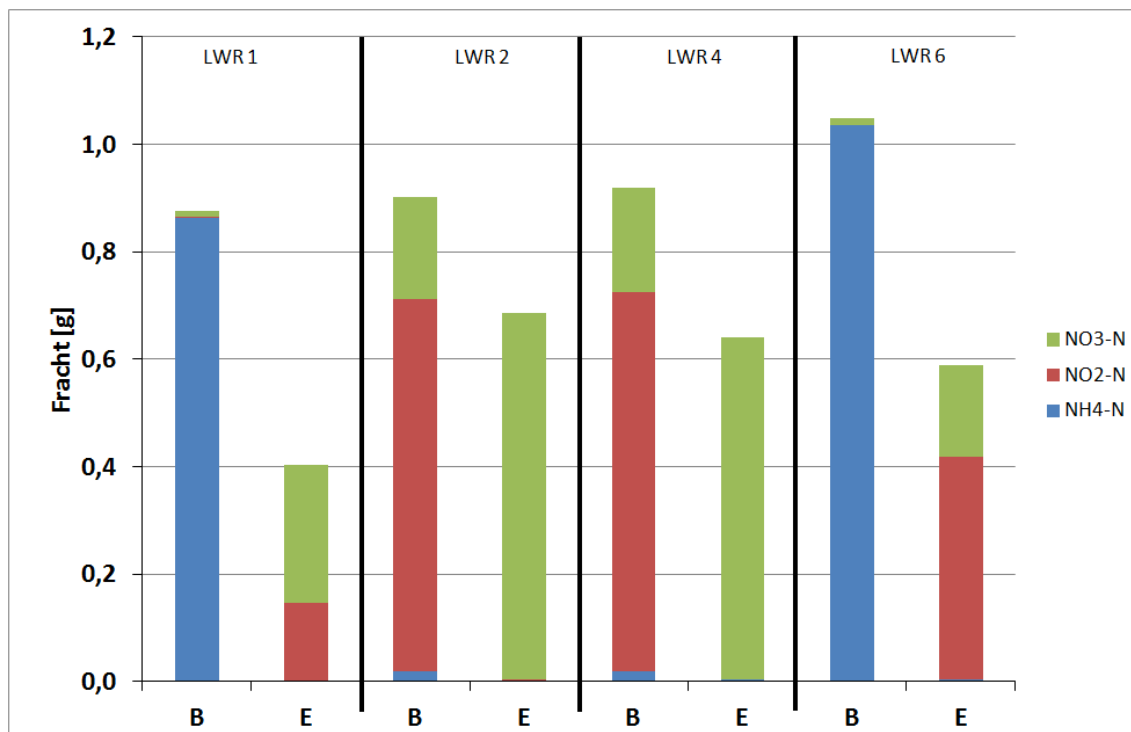


Abbildung A.18: Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat) Reaktor 2

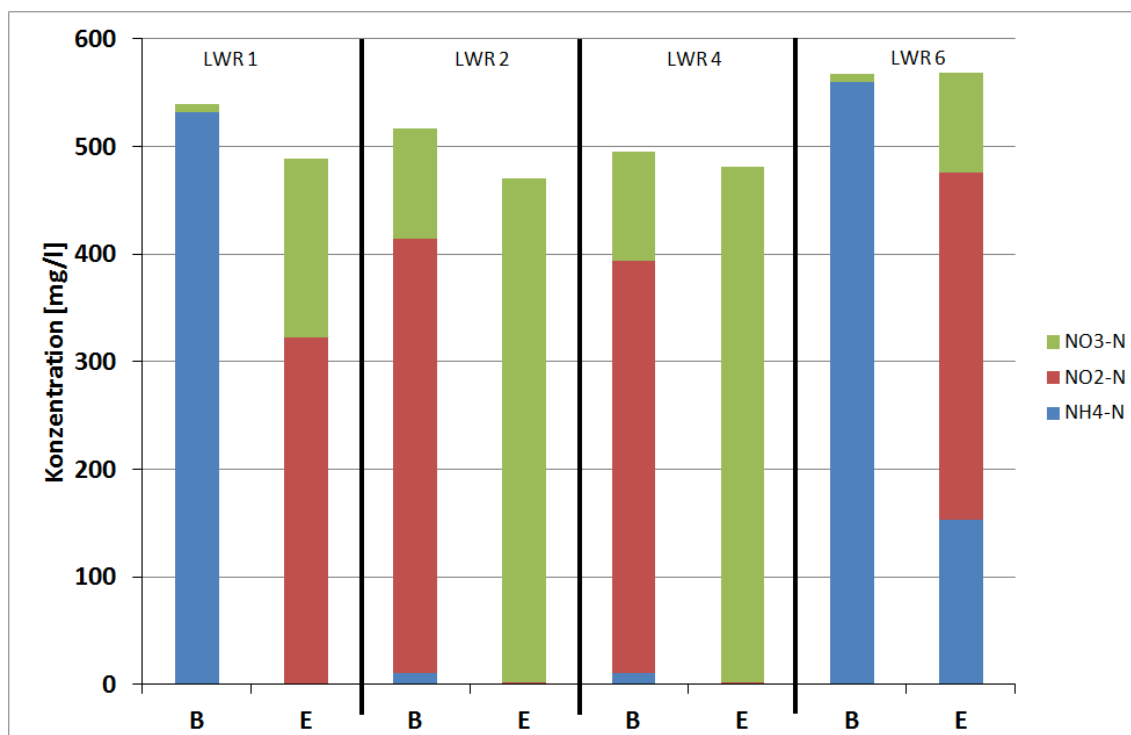


Abbildung A.19: Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Modellsubstrat) Reaktor 3

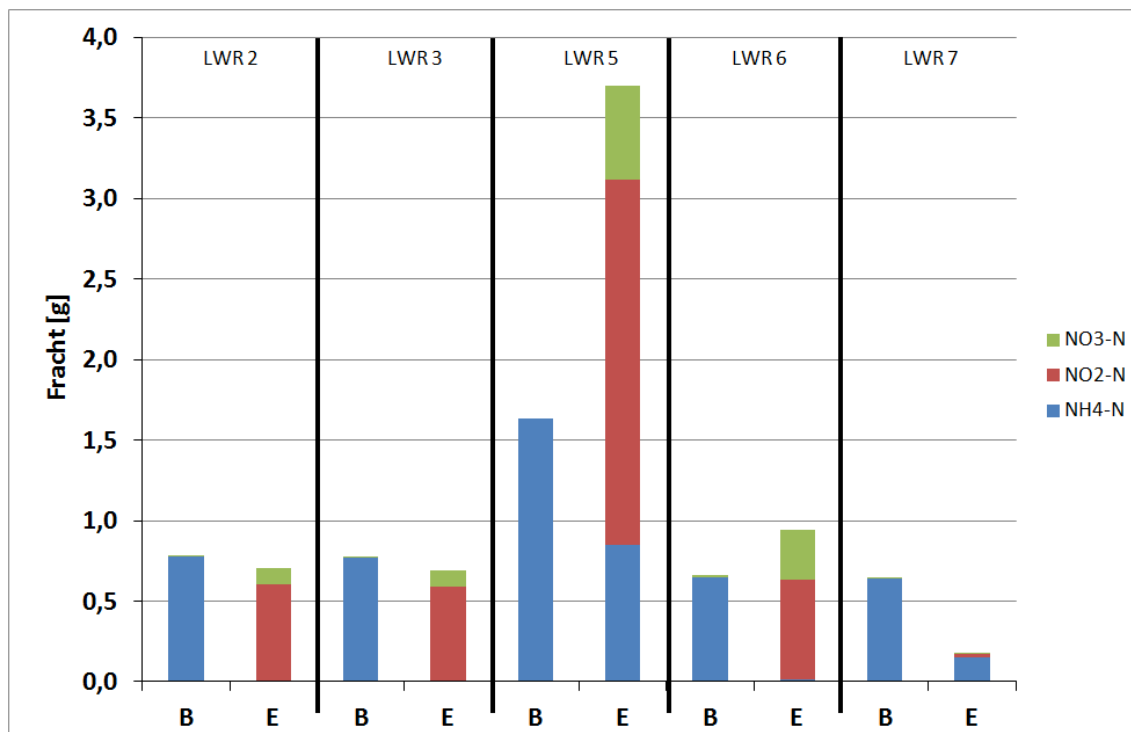


Abbildung A.20: Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Originalsubstrat) Reaktor 1

A Abbildungen

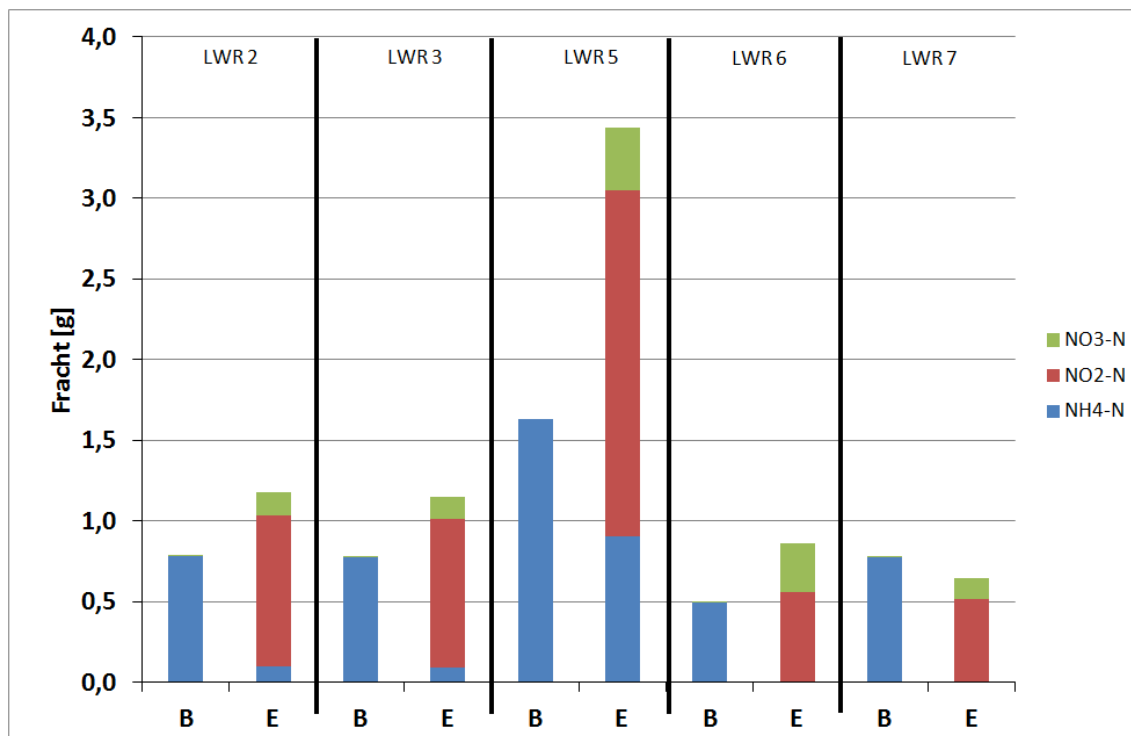


Abbildung A.21: Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Originalsubstrat) Reaktor 2

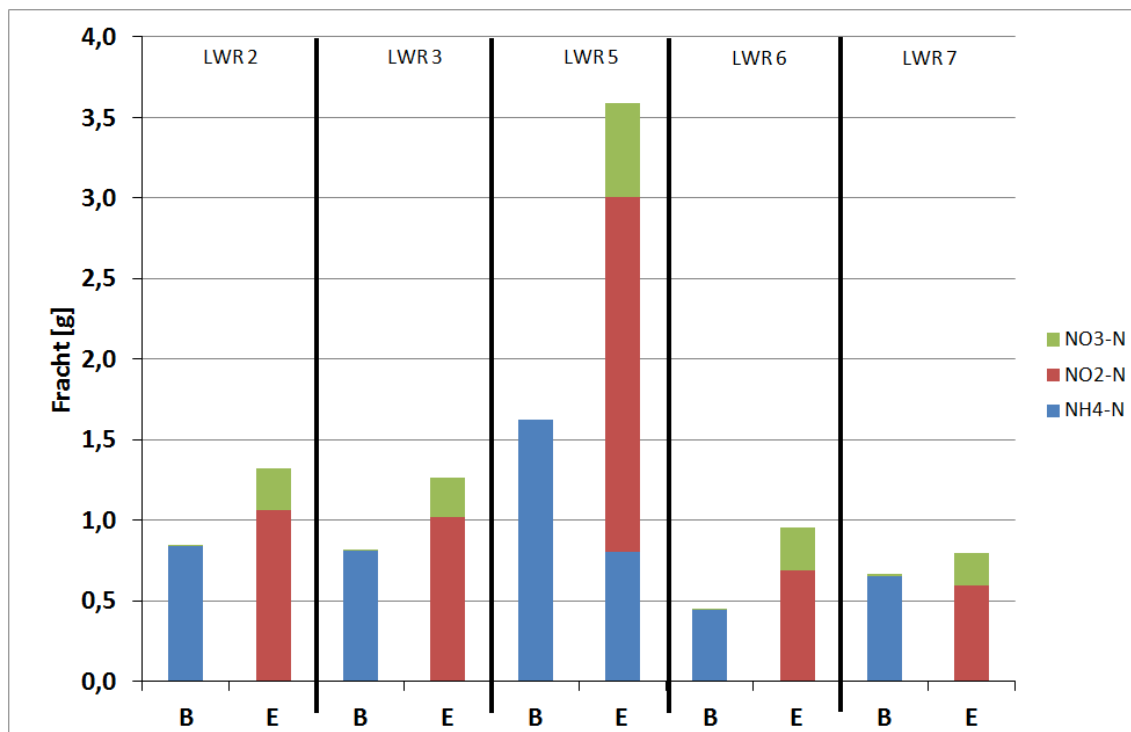


Abbildung A.22: Stickstoffbilanz der Versuche 2L-Reaktoren (Originalsubstrat) Reaktor 3

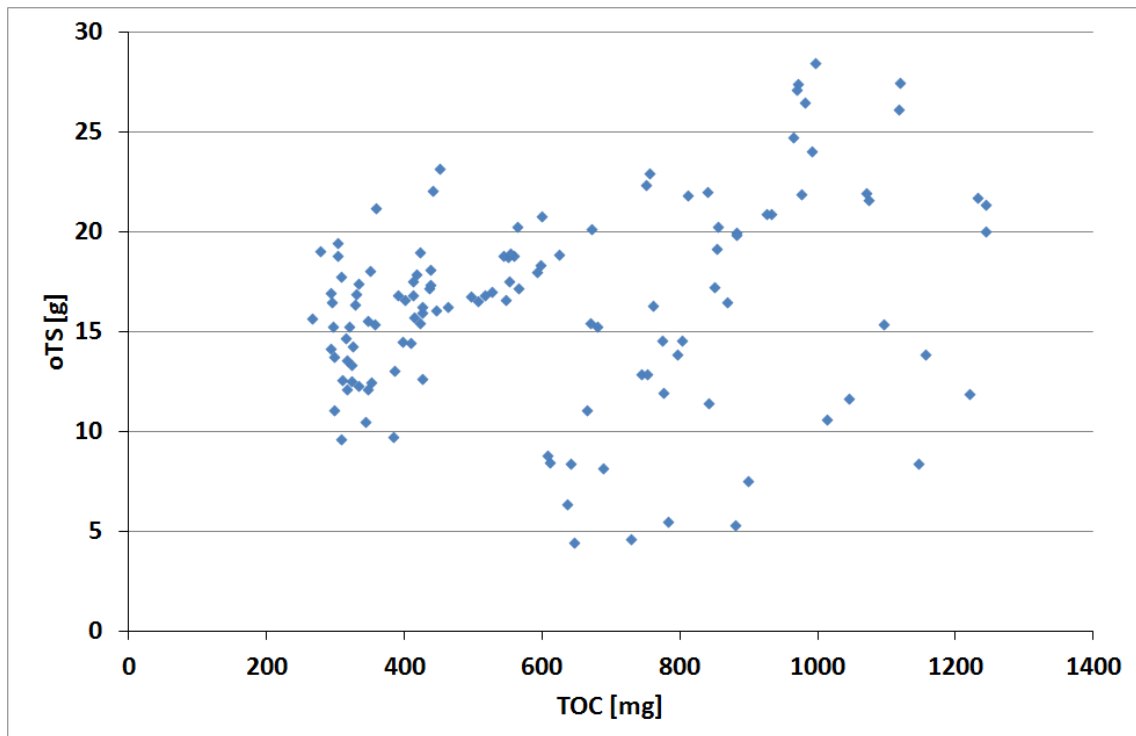


Abbildung A.23: Korrelation der oTS und TOC Frachten 2L-Reaktoren (Originalsubstrat)

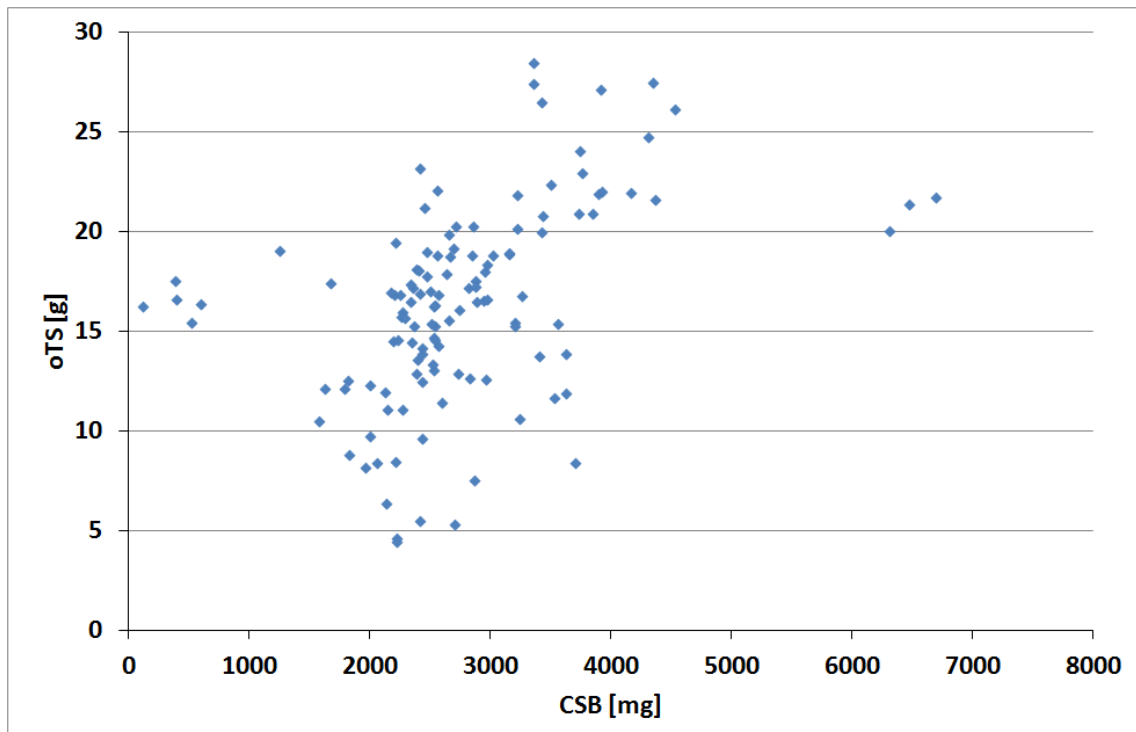


Abbildung A.24: Korrelation der oTS und CSB Frachten 2L-Reaktoren (Originalsubstrat)

A Abbildungen

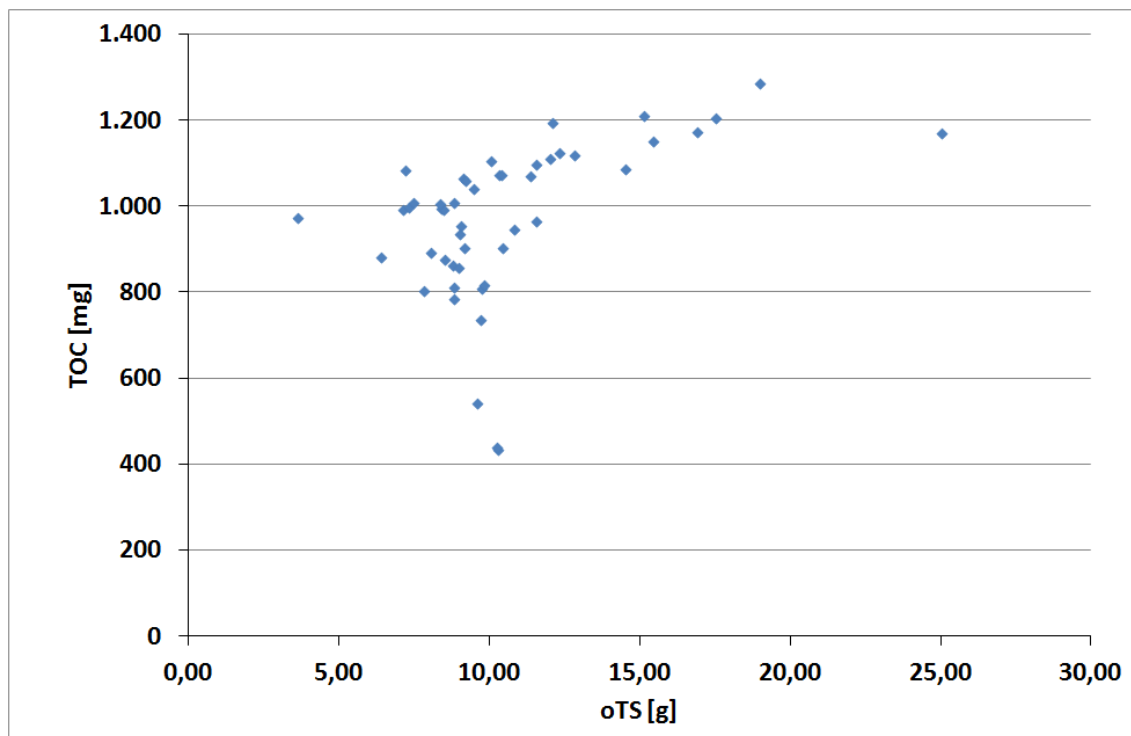


Abbildung A.25: Korrelation der oTS und TOC Frachten 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)

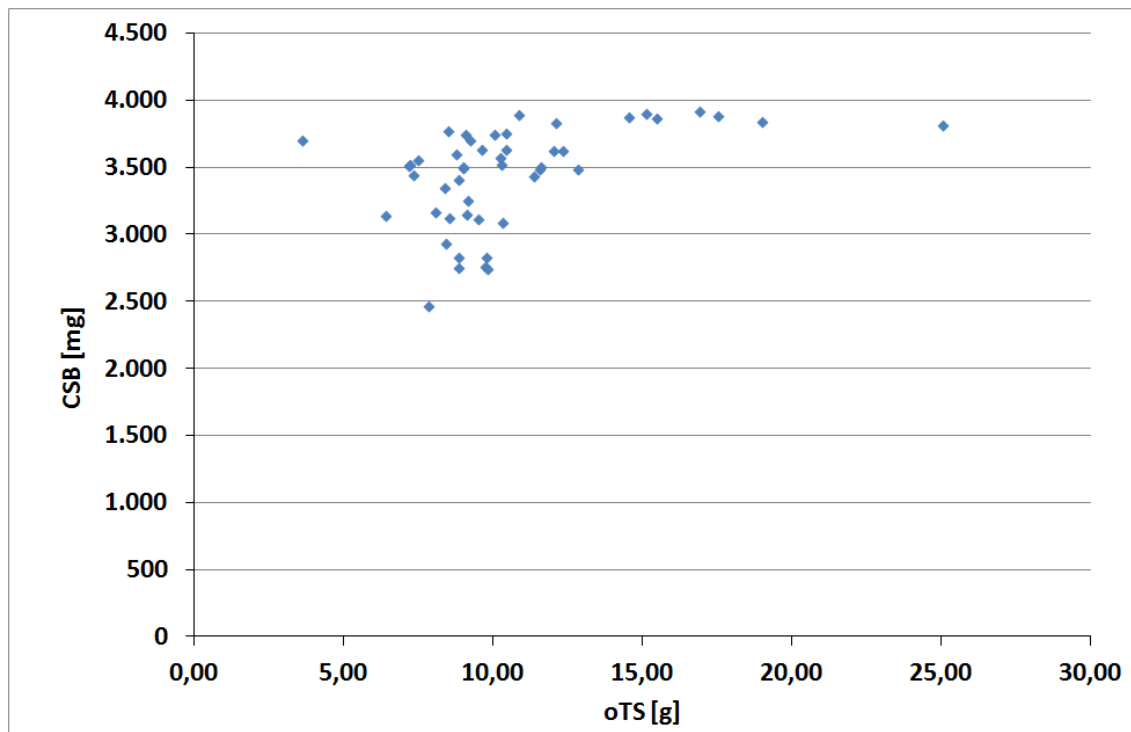


Abbildung A.26: Korrelation der oTS und CSB Frachten 2L-Reaktoren (Modellsubstrat)

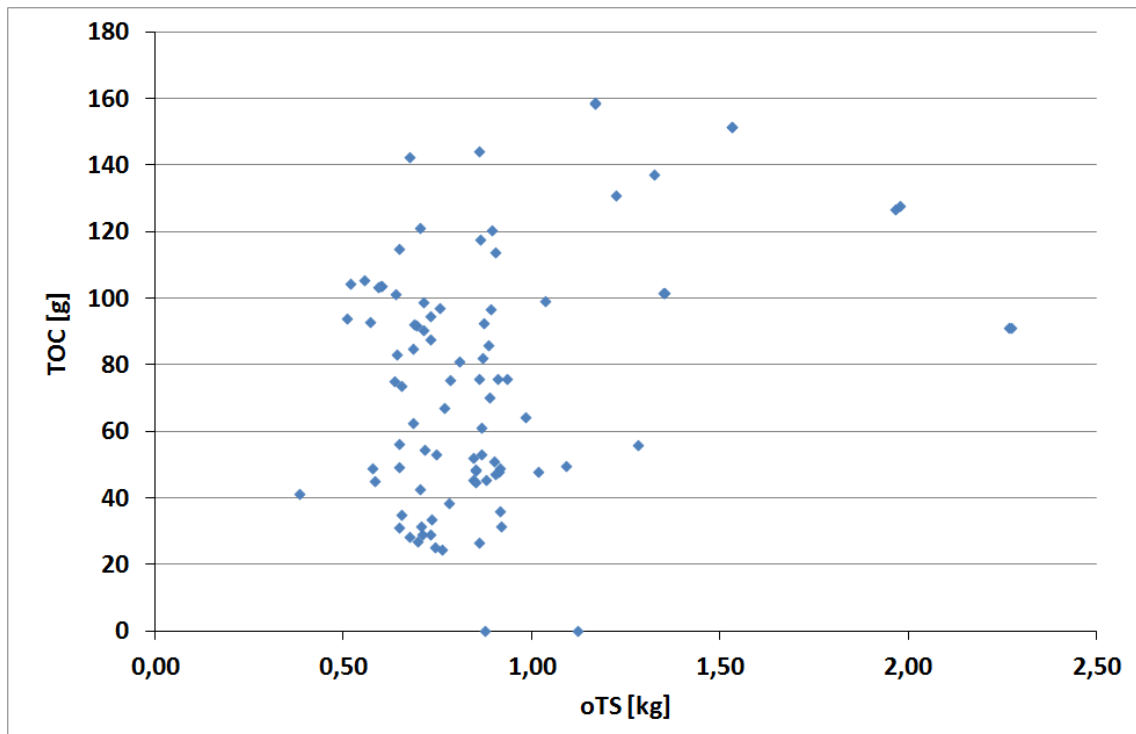


Abbildung A.27: Korrelation der oTS und TOC Frachten 100l-Reaktoren

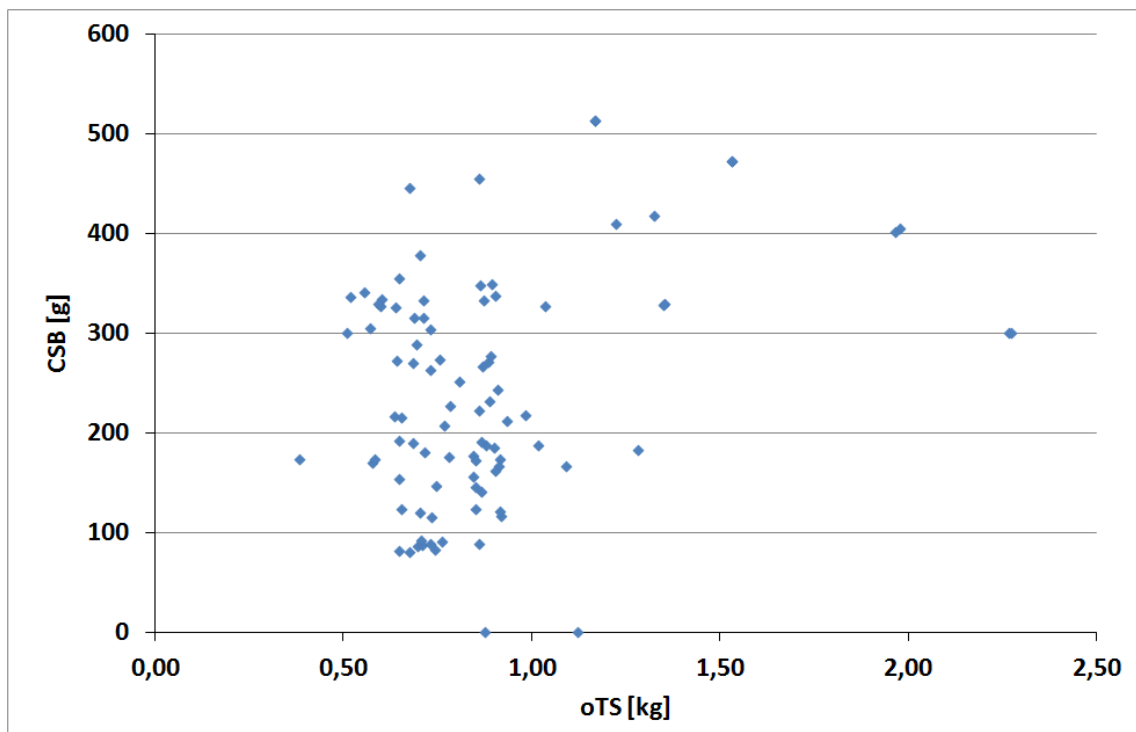


Abbildung A.28: Korrelation der oTS und CSB Frachten 100l-Reaktoren

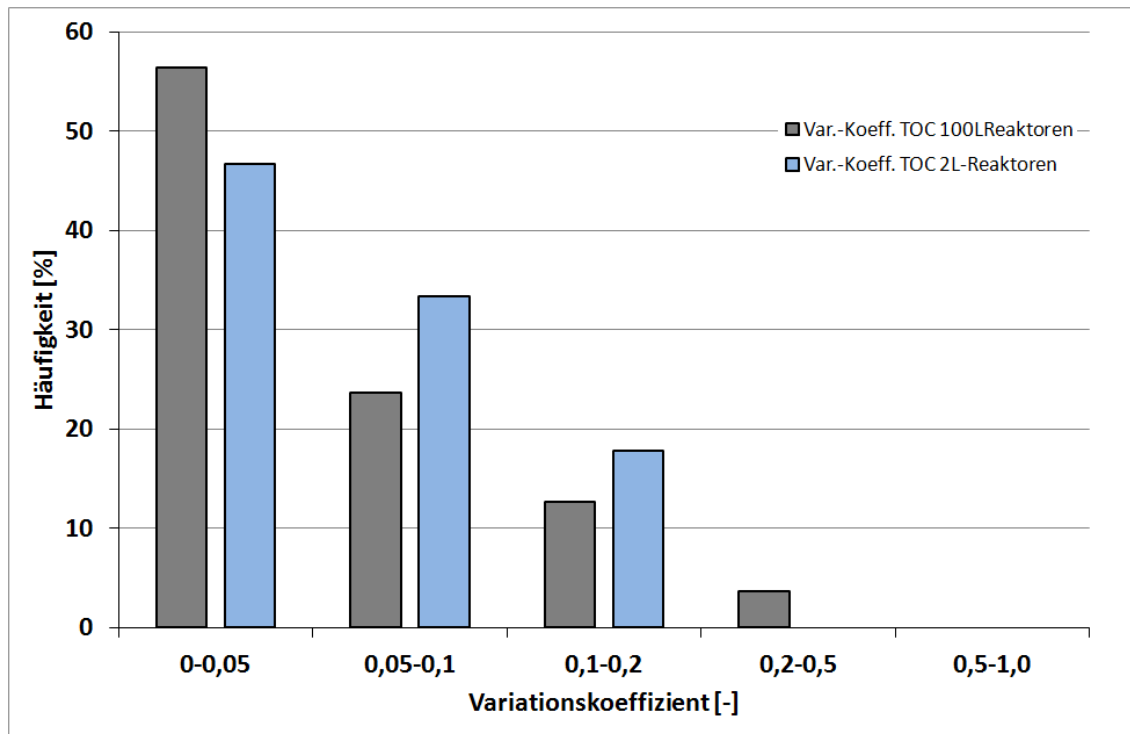


Abbildung A.29: Häufigkeit der Variationskoeffizienten des TOC

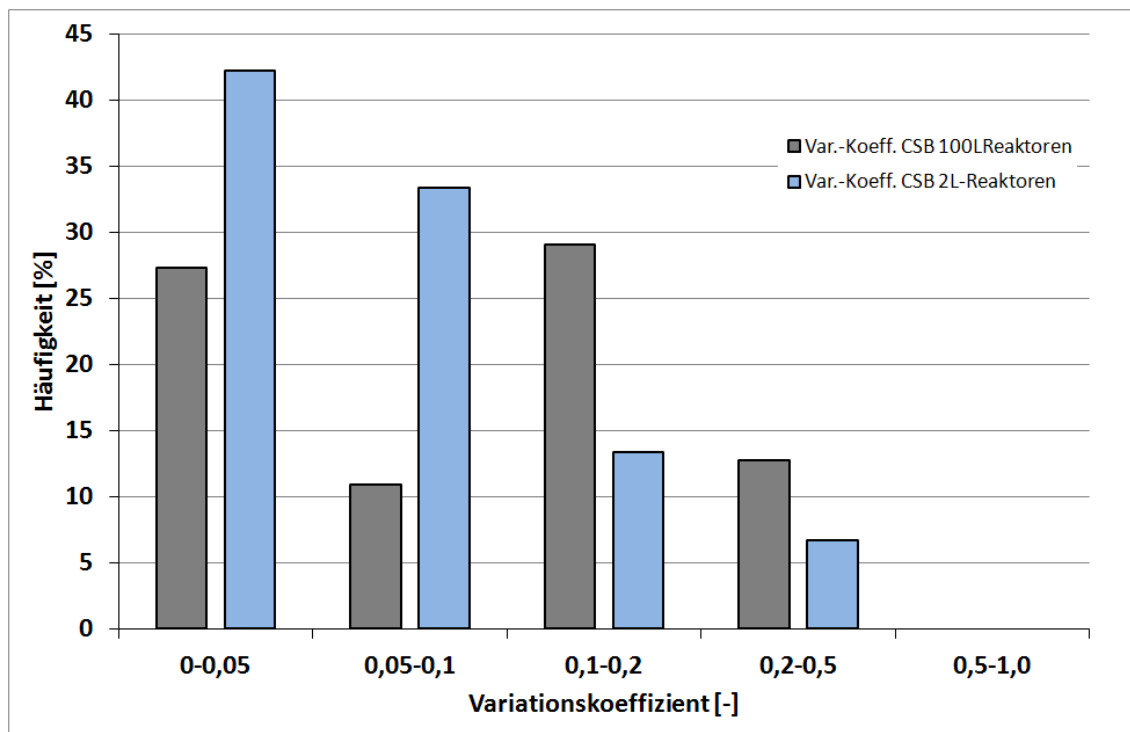


Abbildung A.30: Häufigkeit der Variationskoeffizienten des CSB

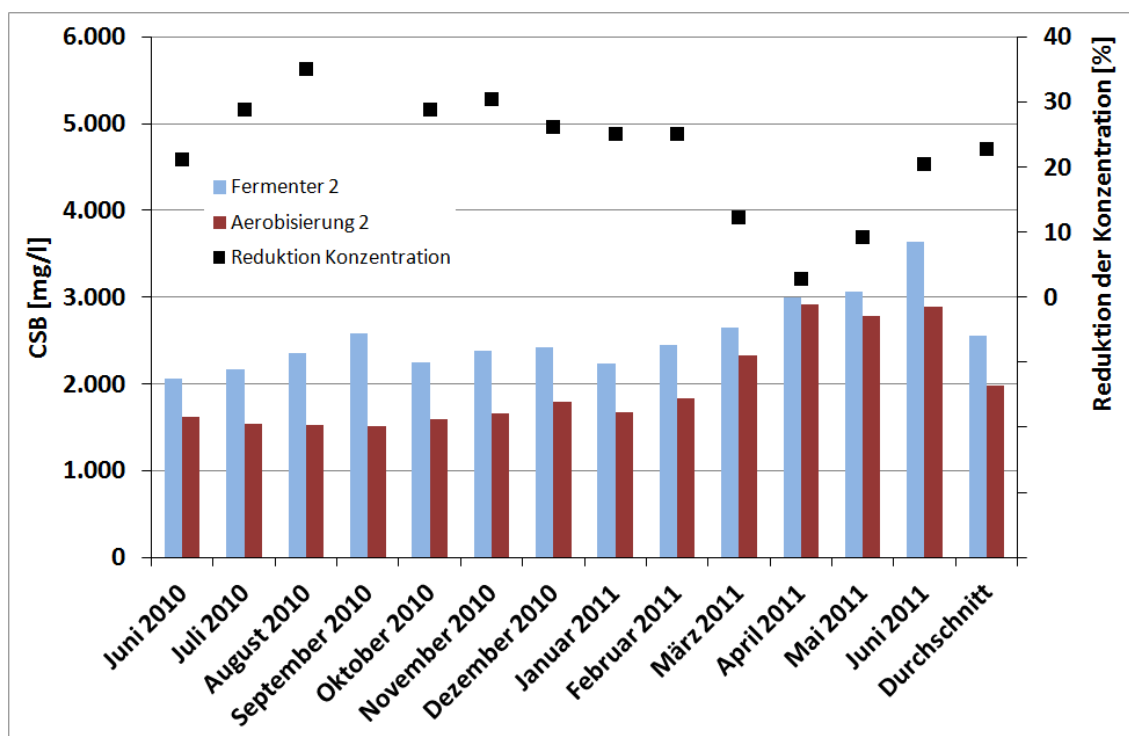


Abbildung A.31: CSB-Konzentrationen im Fermenter 2 und der Aerobisierung 2 über die Zeit

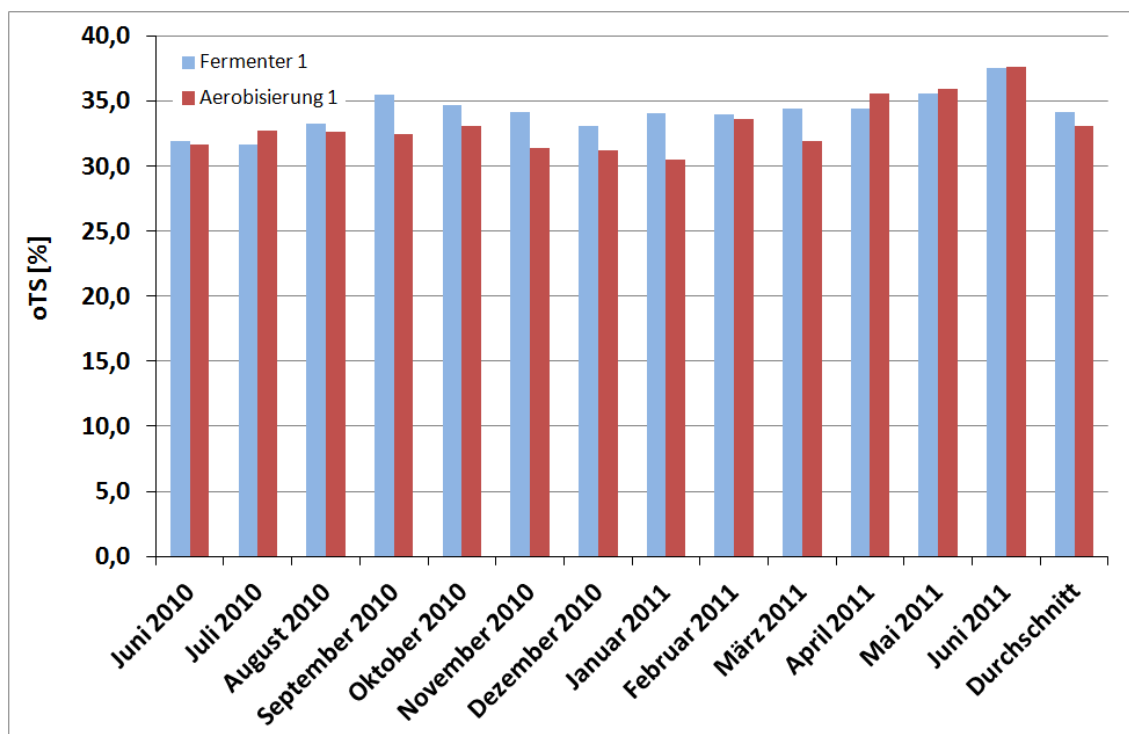


Abbildung A.32: oTS-Gehalt im Fermenter 1 und der Aerobisierung 1 über die Zeit

A Abbildungen

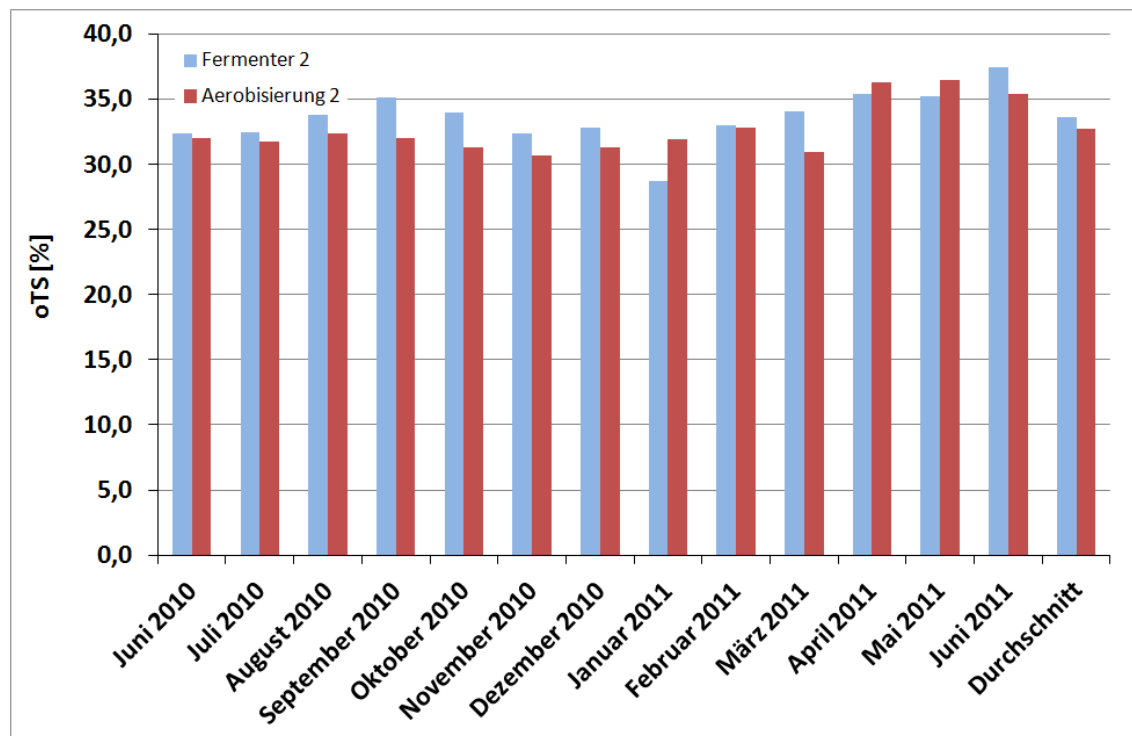


Abbildung A.33: oTS-Gehalt im Fermenter 2 und der Aerobisierung 2 über die Zeit

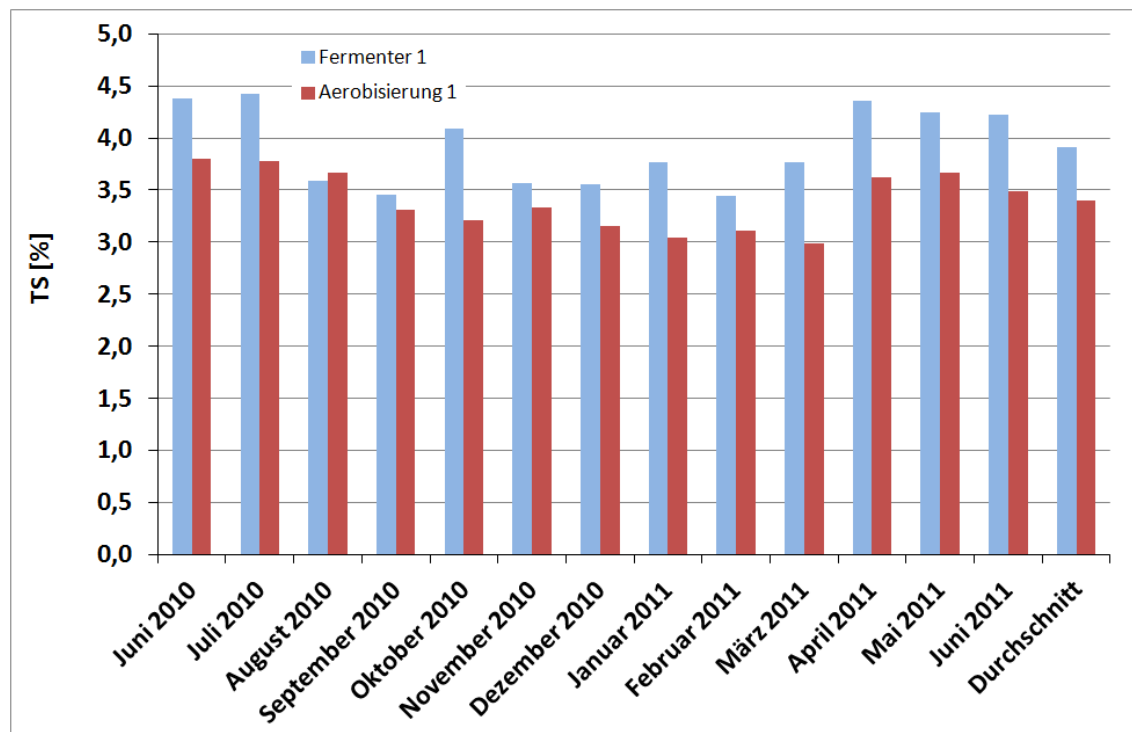


Abbildung A.34: TS-Gehalt im Fermenter 1 und der Aerobisierung 1 über die Zeit

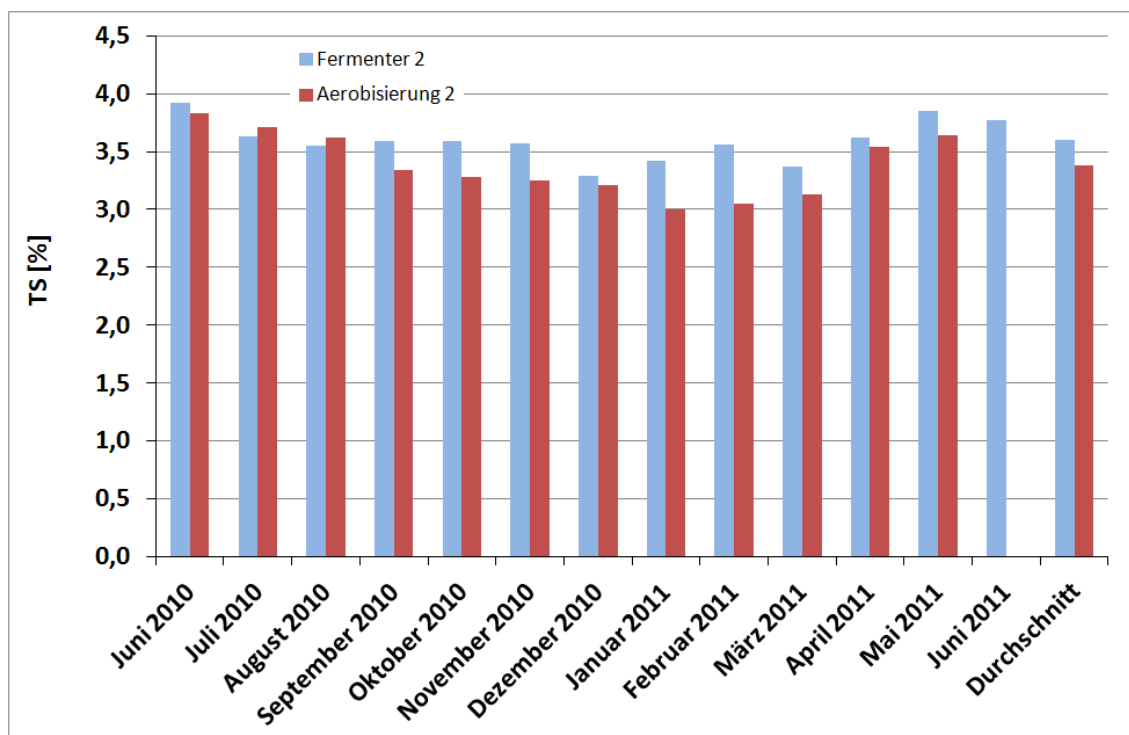


Abbildung A.35: TS-Gehalt im Fermenter 2 und der Aerobisierung 2 über die Zeit

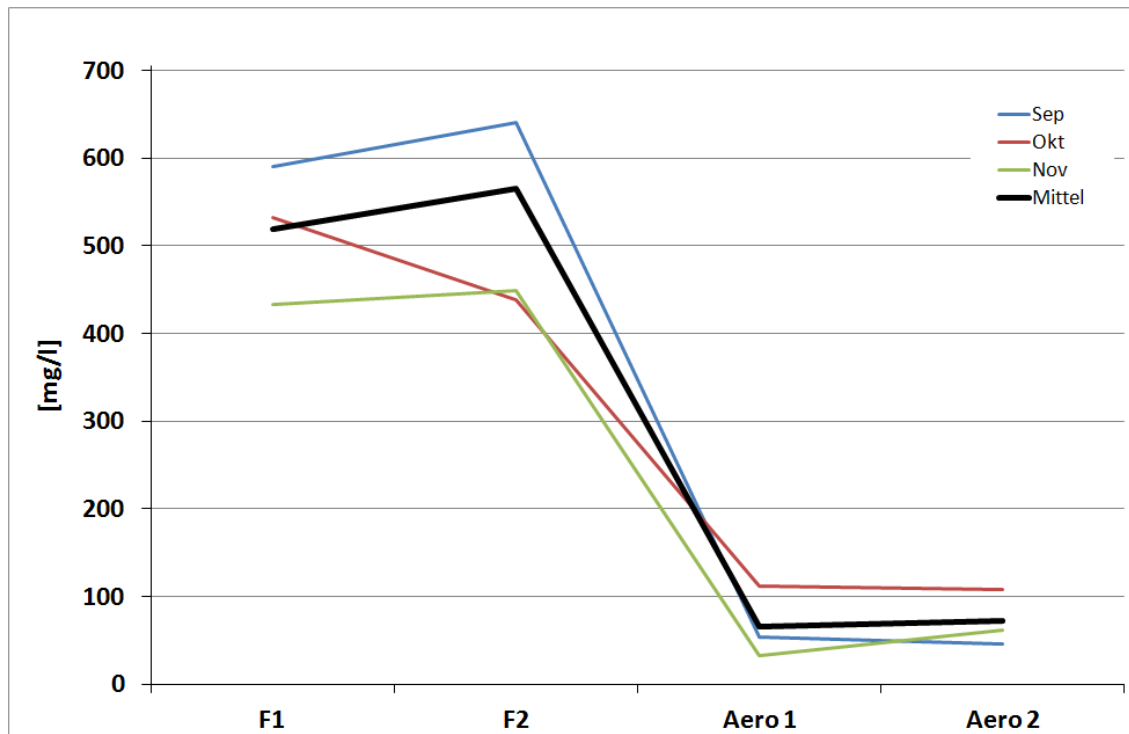


Abbildung A.36: Abbau des BSB₅ im Aerobisierungsbecken (Projektphase 1)

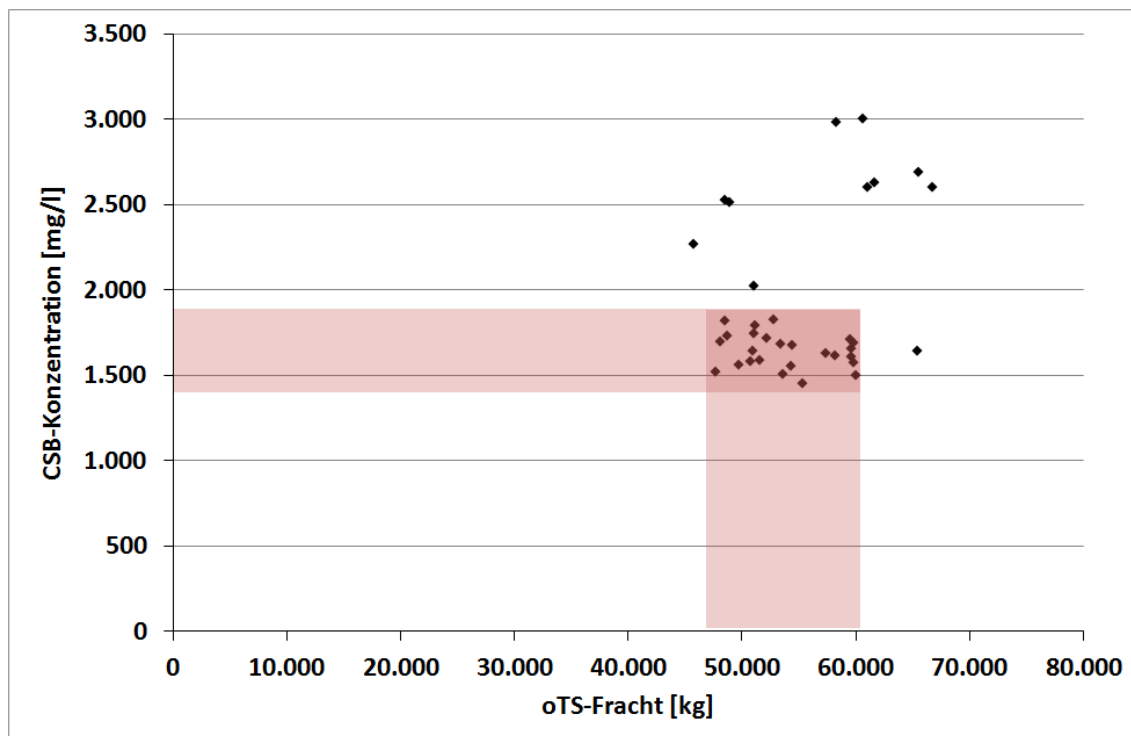


Abbildung A.37: Korrelation der Ergebnisse des oTS und CSB der MBA

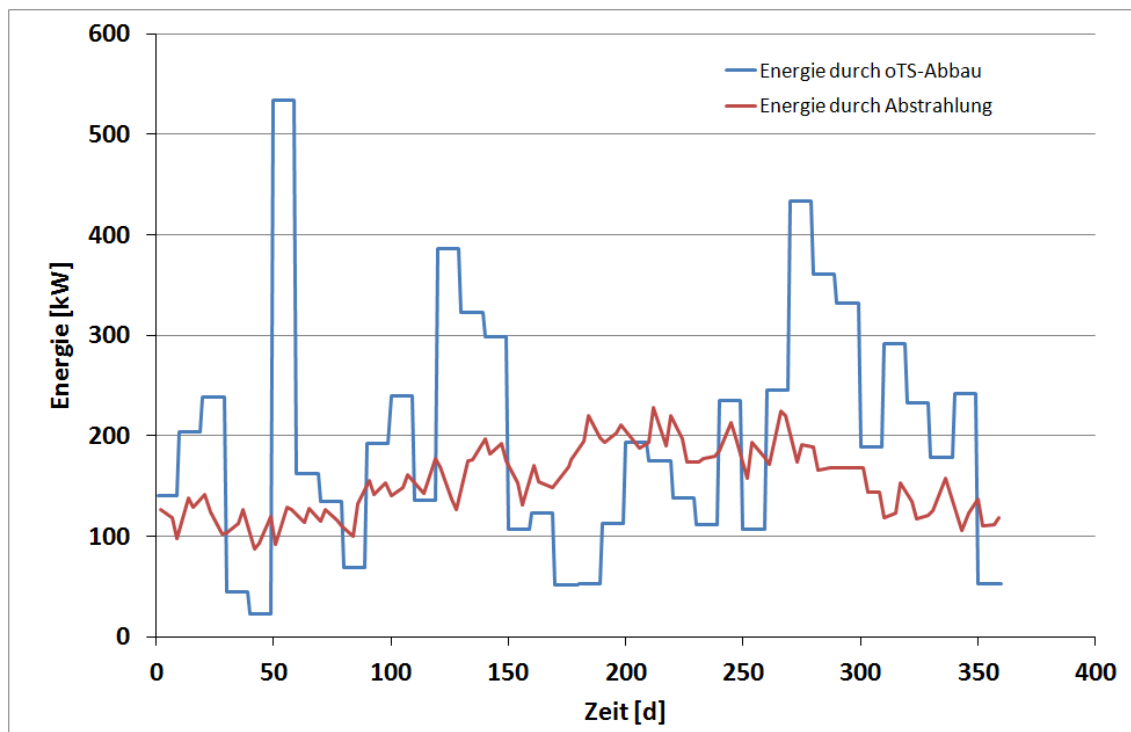


Abbildung A.38: Energie durch oTS-Abbau und Abstrahlung im Jahresdurchschnitt

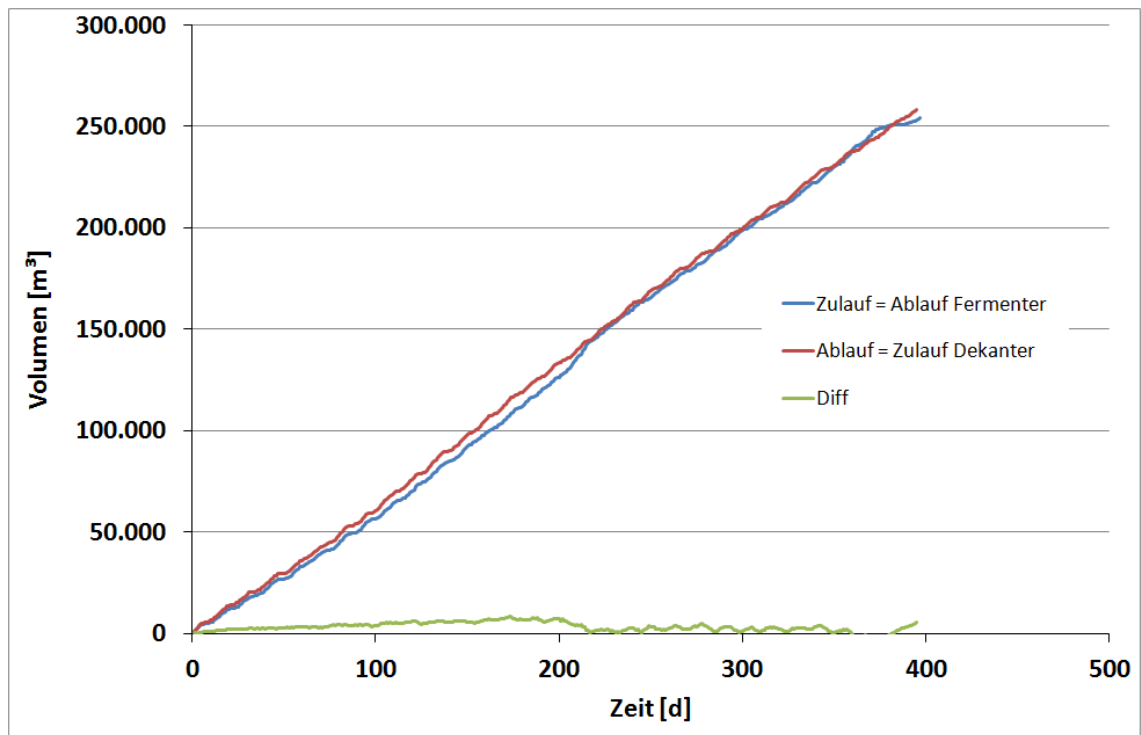


Abbildung A.39: Ganglinie der Zu- und Abflussvolumenströme der MBA

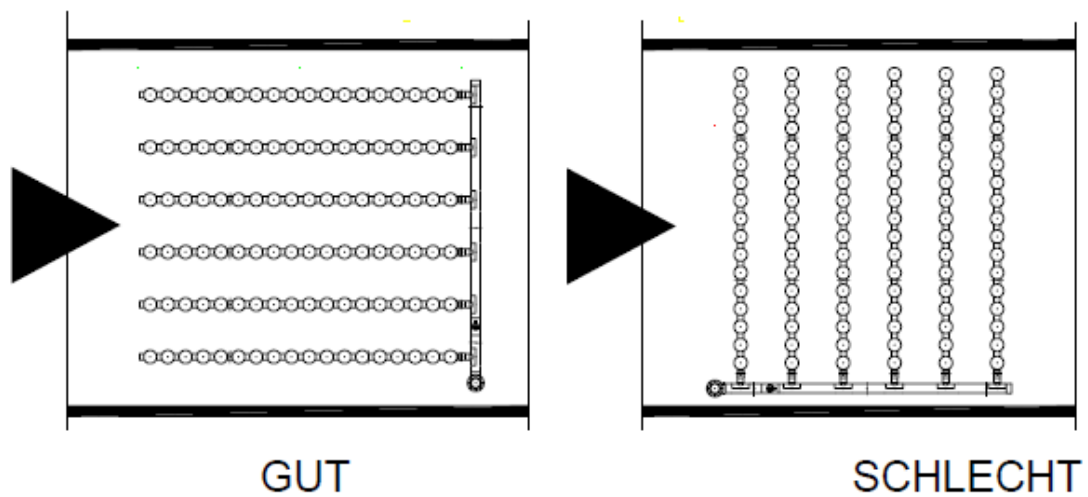


Abbildung A.40: Belüfteranordnung entsprechend der Strömungsrichtung nach Frey (2010)

A Abbildungen

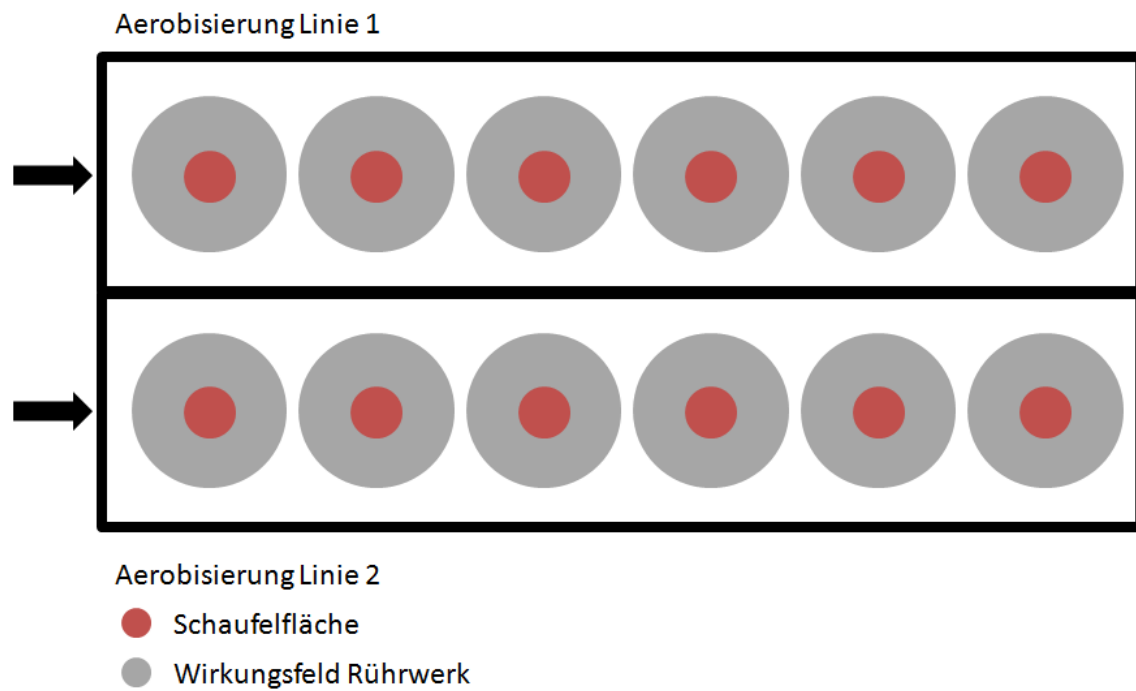


Abbildung A.41: optimierte Anordnung der Rührwerke der Aerobisierung

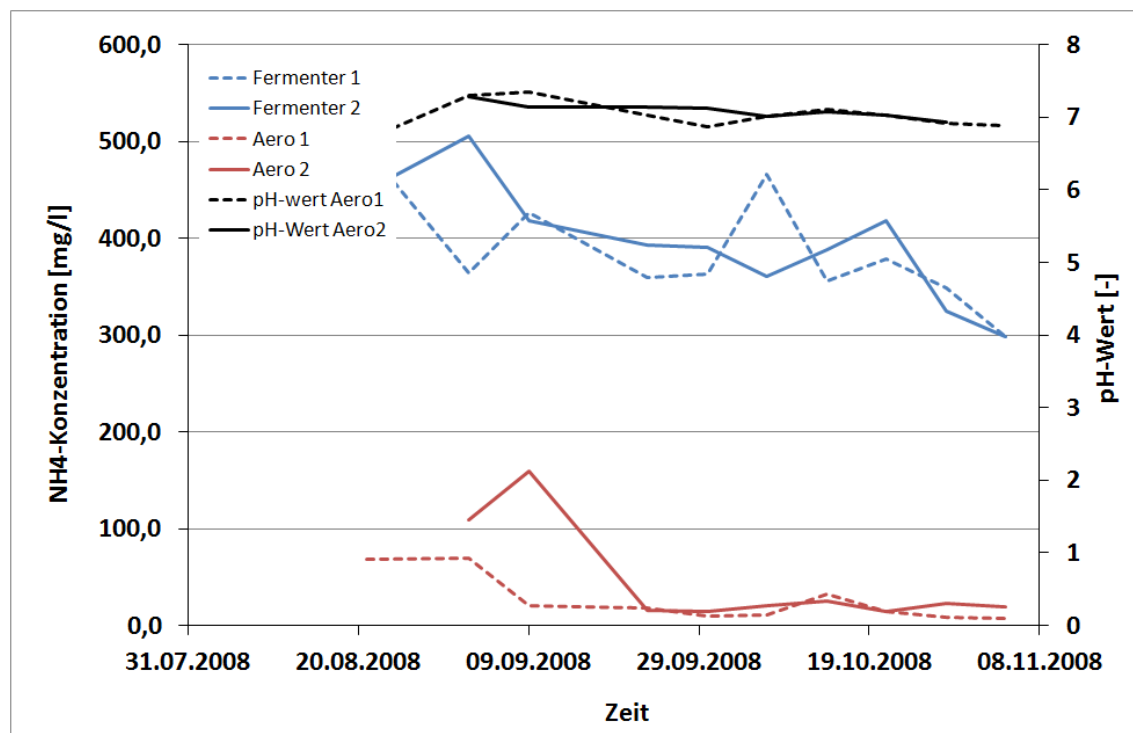


Abbildung A.42: Gegenüberstellung NH₄ im Fermenter und der Aerobisierung

B Tabellen

B Tabellen

Tabelle B.1: Analyseergebnisse der Parameter CSB und TOC der Versuchsreihen 100l-Reaktoren

	Zeit	CSB	CSB	CSB _{korrr}	CSB _{korrr}	TOC	TOC
	[h]	Reaktor 1 [mg/l]	Reaktor 2	Reaktor 1 [mg/l]	Reaktor 2	Reaktor 1 [mg/l]	Reaktor 2
LWR 1	0	1737	1756	1737	1755	476	427
	44	1630	1576	1630	1576	461	452
Belüftung	113	1678	1637	1678	1637	491	461
100 l/h	161	1483	1538	1483	1538	431	449
	210	1105	1160	1105	1160	300	343
	284	950	891	841	868	252	240
	330	1210	1155	793	883	242	237
	378	1383	1422	833	860	257	281
	450	1424	1396	840	784	279	274
	498	1400	1440	788	894	302	306
LWR 2	0	3190	3190	3187	3187	967	967
	73	3120	3370	3118	3369	973	1020
Belüftung	172	2610	2890	2610	2890	850	905
200 l/h	240	2480	2450	2474	2449	808	820
	331	2350	2520	2340	2512	770	767
	408	2380	2510	2369	2488	820	825
	476	2400	2530	2387	2488	819	847
LWR 3	0	2490	2720	2486	2720	774	837
	72	1970	2220	1970	2220	577	654
Belüftung	139	1870	2360	1869	2360	562	715
300 l/h	239	2110	1870	1951	1870	500	573
	284	2650	2520	2485	2518	659	533
	335	2030	1720	1860	1705	405	507
	409	1770	1800	1637	1754	526	505
	452	1560	1950	1560	1950	518	642
	499	1330	1930	1329	1790	375	464
	575	1260	1930	1258	1781	365	423
LWR 4	0	3400	3400	3399	3399	1050	1050
	74	2610	2850	2609	2849	839	900
Belüftung	176	2610	2580	2343	2391	802	784
400 l/h	243	3000	2880	2242	2101	728	672
	334	2470	2380	1621	1587	588	596
	404	2420	2340	1620	1526	550	568
	502	1910	2160	1382	1457	491	525
LWR 5	0	4220	4220	4218	4218	1330	1330
	72	3530	4330	3529	4329	1190	1420
Belüftung	164	2870	3650	2869	3649	1020	1260
500 l/h	240	2890	3040	2889	3039	964	1060
	332	2910	3450	2909	3443	926	1090
	409	3140	3410	3138	3336	984	1060
	496	3270	3360	3265	2539	1000	906
LWR 6	0	4900	4900	4898	4898	1570	1570
	65	3670	4320	3666	4319	1240	1380
Belüftung	92	3440	3820	3439	3819	1080	1225
600 l/h	213	3315	3730	3310	3729	1095	1235
	335	3325	3645	3311	3644	1110	1245
	432	3780	4070	3767	4069	1080	1130
	499	3690	4120	3674	4117	1150	1280
LWR 7	0	5240	5240	5238	5238	1620	1620
	46	4760	4660	4759	4659	1510	1490
Belüftung	164	4220	3870	4218	3869	1350	1250
700 l/h	260	3950	3730	3948	3729	1220	1170
	330	4000	3890	3997	3889	1240	1210
	447	4150	4070	4143	4069	1310	1210
	506	4140	4070	4130	4069	1290	1240

Tabelle B.2: Hemmung der Nitratation und Nitritation in Abhängigkeit der Zeit 100l-Reaktoren

LWR 1	Zeit [h]	0	44	113	161	210	284	330	378	450	498
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	X	X	X	-	-	-	-
	R2	X	X	X	X	X	X	X	-	-	-
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LWR 2	Zeit [h]	0	73	121	172	240	289	331	408	452	476
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LWR 3	Zeit [h]	0	72	139	239	284	335	409	452	499	575
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	-	-	-	-	-	-	-
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	-	-	-	-	-	-	-
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	-
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LWR 4	Zeit [h]	0	74	119	176	243	290	334	404	455	502
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	-	X	X	-	X
	R2	X	X	X	X	-	-	X	X	-	-
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	X	-	-	-	-	-	-
	R2	X	X	X	X	-	-	-	-	-	-
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	X	-
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	X	-
LWR 5	Zeit [h]	0	72	120	164	240	288	332	409	455	496
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	-	-
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	-	-
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LWR 6	Zeit [h]	0	46	65	92	213	263	335	385	432	499
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Hemmung Nitritation	R1	-	-	X	-	-	-	-	-	-	-
	R2	-	-	X	-	-	-	-	-	-	-
LWR 7	Zeit [h]	0	46	89	164	209	260	330	378	447	506
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle B.3: Hemmung der Nitratation und Nitritation in Abhängigkeit der Zeit 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)

LWR 1	Zeit	0	48	96	168	216	264	336	384	432	504
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R3	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	X	-	-	-
	R3	X	X	X	X	X	X	X	X	X	-
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LWR 2	Zeit	0	48	96	168	264	336	384	432	504	
Hemmung Nitratation	R1	X	-	X	X	X	X	X	X	X	
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	
	R3	X	X	X	X	X	X	X	X	X	
vollständige Hemmung	R1	X	-	-	-	-	-	-	-	X	
	R2	X	-	-	-	-	-	-	-	-	
	R3	X	-	-	-	-	-	-	-	-	
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	R3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
LWR 4	Zeit	0	48	96	168	264	336	384	432	504	
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	-	-	-	-	-	
	R2	X	X	X	X	X	X	-	X	X	
	R3	X	X	X	X	X	-	-	-	-	
vollständige Hemmung	R1	X	-	-	-	-	-	-	-	-	
	R2	X	-	-	-	-	-	-	-	X	
	R3	X	-	-	-	-	-	-	-	-	
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	R3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
LWR 6	Zeit	0	48	96	168	216	264	336	384	432	504
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	-	-	-	-
	R2	X	X	X	X	X	-	-	-	-	X
	R3	X	X	X	X	X	-	-	-	X	X
vollständige Hemmung	R1	X	X	X	X	X	-	-	-	-	-
	R2	X	X	X	X	X	-	-	-	-	-
	R3	X	X	X	X	X	-	-	-	-	X
Hemmung Nitritation	R1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	R3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle B.4: Hemmung der Nitratation und Nitrifikation 2l-Reaktoren (original Substrat)

LWR 0	Zeit	0	48	96	168	240	336	408	504	552	672
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
	R3	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
vollständige Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
	R3	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
LWR 1	Zeit	0	48	96	168	240	336	408	504	552	672
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
	R3	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
vollständige Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
	R2	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
	R3	X	X	X	X	X	X	-	X	X	X
LWR 2	Zeit	0	120	168	216	288	336	456	504		
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	-		
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X		
	R3	X	X	X	X	X	X	-	-		
vollständige Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	-		
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X		
	R3	X	X	X	X	X	X	-	-		
LWR 3	Zeit	0	120	168	216	288	336	456	504		
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	-		
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X		
	R3	X	X	X	X	X	X	-	-		
vollständige Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	X	X	-		
	R2	X	X	X	X	X	X	X	X		
	R3	X	X	X	X	X	X	-	-		
LWR 5	Zeit	0	48	168	240	336	408	504			
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	-	-			
	R2	X	X	X	X	X	-	-			
	R3	X	X	X	X	X	-	-			
vollständige Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	X	-	-			
	R2	X	X	X	X	X	-	-			
	R3	X	X	X	X	X	-	-			
Hemmung Nitrifikation	R1	-	-	X	-	-	X	X			
	R2	-	-	X	X	-	X	X			
	R3	-	-	-	X	-	X	X			
LWR 6	Zeit	0	96	168	216	288	336	432	504		
Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	-	-	-	X		
	R2	X	X	X	X	-	-	-	-		
	R3	X	X	X	X	X	-	-	-		
vollständige Hemmung Nitratation	R1	X	X	X	X	-	-	-	-		
	R2	X	X	X	X	-	-	-	-		
	R3	X	X	X	X	X	-	-	-		
LWR 7	Zeit	0	96	168	216	288	336	504			
Hemmung Nitratation	R1	X	-	X	-	-	X	X			
	R2	X	-	X	-	-	X	X			
	R3	X	-	X	-	-	-	-			
vollständige Hemmung Nitratation	R1	X	-	X	-	-	X	X			
	R2	X	-	X	-	-	-	-			
	R3	X	-	X	-	-	-	-			

Tabelle B.6: Analyseergebnisse der Parameter CSB und TOC der Versuchsreihen 2l-Reaktoren (Modellsubstrat)

		CSB			CSBkorr			TOC		
	Zeit	Reaktor 1	Reaktor 2	Reaktor 3	Reaktor 1	Reaktor 2	Reaktor 3	Reaktor 1	Reaktor 2	Reaktor 3
	[h]	[mg/l]			[mg/l]			[mg/l]		
LWR 1	0	2.163	2.048	2.047	2.163	2.048	2.047	674	628	635
Belüftung	168	1.867	1.849	1.838	1.867	1.849	1.837	631	617	638
2 l/h	336	1.836	2.327	2.294	1.833	2.184	2.072	623	666	678
	504	2.036	2.369	2.346	1.801	2.261	1.978	571	567	576
LWR 2	0	2.215	2.200	2.221	1.780	1.761	1.759	687	683	664
Belüftung	168	2.102	2.082	2.084	1.806	1.863	1.877	258	668	577
4 l/h	336	2.285	2.418	2.333	1.869	2.326	2.115	602	587	561
	504	1.833	1.863	1.908	1.832	1.862	1.907	523	496	545
LWR 4	0	2.185	2.201	2.215	2.059	1.753	1.777	670	737	659
Belüftung	168	2.176	2.148	2.250	2.172	1.868	2.066	324	264	664
8 l/h	336	2.220	2.423	2.432	2.189	2.120	2.122	593	616	640
	504	1.700	1.916	1.974	1.699	1.915	1.973	553	571	566
LWR 6	0	1.937	2.183	1.977	1.937	2.183	1.977	604	612	618
Belüftung	168	2.128	2.030	2.066	2.126	2.027	2.063	600	610	612
12 l/h	336	2.317	2.372	2.401	2.176	1.990	2.275	671	731	680
	504	2.264	2.345	2.281	2.128	2.008	1.912	636	652	643

Tabelle B.7: Variationskoeffizienten der Versuchsreihen 2l-Reaktoren

Variationskoeffizient	Zeit [h]	CSB	TOC	oTS
LWR0	0	0,06	0,02	0,09
	96	0,00	0,01	0,16
	168	0,03	0,01	0,07
	240	0,01	0,09	0,05
	336	0,03	0,09	0,08
	408	0,07	0,10	0,08
	504	0,03	0,02	0,06
	552	0,09	0,03	0,11
	672	0,02	0,02	0,07
LWR1	0	0,08	0,08	0,02
	96	0,06	0,07	0,07
	168	0,03	0,12	0,05
	240	0,05	0,01	0,05
	336	0,05	0,08	0,05
	408	0,08	0,13	0,17
	504	0,03	0,06	0,10
	552	0,15	0,04	0,04
	672	0,14	0,04	0,06
LWR2	0	0,01	0,01	0,04
	168	0,07	0,10	0,09
	336	0,05	0,08	0,19
	504	0,06	0,03	0,10
	0	0,08	0,08	0,03
LWR3	120			
	168	0,06	0,08	
	216	0,03	0,12	0,05
	288	0,07	0,00	
	336	0,32	0,09	0,36
	456	0,11	0,13	
LWR5	504	0,13	0,06	0,11
	0	0,03	0,01	0,04
	48	0,06	0,06	0,02
	168	0,04	0,09	0,11
	240	0,03	0,05	0,05
	336	0,22	0,05	0,04
	408	1,26	0,18	0,09
LWR6	504	0,21	0,13	0,04
	0	0,01	0,03	0,24
	168	0,04	0,00	0,08
	336	0,02	0,02	0,08
LWR7	504	0,04	0,04	0,16
	0	0,05	0,04	0,20
	168	0,04	0,01	0,72
	336	0,10	0,06	0,30
	504	0,10	0,03	0,34

Tabelle B.8: Variationskoeffizienten der Versuchsreihen 100l-Reaktoren

Variationskoeffizient	Zeit [h]	CSB	TOC	oTS
LWR 1	0	0,02	0,01	0,08
	44	0,00	0,03	0,02
	113	0,01	0,02	0,05
	161	0,05	0,02	0,03
	210	0,00	0,03	0,09
	284		0,02	0,04
	330	0,02	0,07	0,02
	378	0,03	0,02	0,06
	450	0,03	0,05	0,02
	498	0,06	0,08	0,00
LWR 2	0	0,00	0,00	0,00
	73	0,24	0,05	0,03
	172		0,08	0,05
	240		0,00	0,01
	331		0,05	0,00
	408	0,15	0,03	0,00
	476	0,19	0,03	0,02
LWR 3	0	0,03	0,07	0,06
	72	0,29	0,09	0,09
	139	0,15	0,17	0,18
	239	0,16	0,02	0,11
	284		0,03	0,13
	335	0,24	0,04	0,18
	409	0,08	0,07	0,00
	452	0,15	0,19	0,18
	499	0,08	0,24	0,18
	575	0,44	0,28	0,14
LWR 4	0	0,00	0,00	0,00
	74	0,06	0,05	0,04
	176		0,01	0,02
	243	0,08	0,06	0,07
	334	0,11	0,02	0,00
	404		0,05	0,02
	502	0,13	0,02	0,03
LWR 5	0	0,00	0,00	0,00
	72	0,27	0,15	0,13
	164	0,12	0,17	0,15
	240	0,14	0,04	0,07
	332		0,12	0,12
	409	0,01	0,05	0,05
	496	0,26	0,17	0,07
LWR 6	0	0,00	0,00	0,00
	65	0,24	0,12	0,08
	92		0,08	0,08
	213		0,06	0,07
	335	0,14	0,04	0,02
	432	0,13	0,02	0,01
	499	0,16	0,06	0,05
LWR 7	0	0,00	0,00	0,00
	46	0,17		
	164	0,17	0,02	0,01
	260	0,06	0,05	0,04
	330	0,05	0,02	0,01
	447	0,10	0,00	0,01
	506	0,12	0,01	0,03

Tabelle B.9: spezifischer Verbrauch unterschiedlicher Aggregate bei der Kompstierung nach Bursy (2010) (verändert)

Aggregat	Durchsatz [t/h]	Leistung [kW]	spez. Energieverbr. [kWh/t]
Schubboden	-	-	0,38 - 0,92
Dosierschnecke	-	-	0,74
Einpresssysteme	-	-	1,07 - 3,3
Zweiwellenzerkleinerer	45 - 100	160 - 429	3,2 - 6,6
Einwellenzerkleinerer	6 - 75	37 - 320	4,3 - 6,6
Trommelsiebe	35 - 220	15 - 96,5	0,4 - 0,55
Sternsiebe	120 - 400	12 - 82	0,12 - 0,68
Spannwellensiebe	-	-	0,2 - 0,8
Querstrom-Windsichter	0,12 - 0,34	-	0,39 - 1,72
Vertikal-Windsichter	-	-	0,1 - 2
Zick-Zack-Windsichter	4 - 300	5 - 41	0,14 - 1,25
Trommelmagnet-Abscheider	5 - 50	0,55	0,01 - 0,11
Überbandmagnet-Abscheider	5 - 50	0,75 - 1,8	0,04 - 0,15
Schrägbandsortierer	15 - 400	1 - 90	0,2 - 1
Elektrosortierer	15 - 400	1 - 90	0,2 - 1
Schneckenförderer	2,4 - 15	0,75 - 3	0,2 - 0,46
Muldenband	7,2 - 48	7,5 - 90	1 - 2
Belüftung			
- Unbelüftet	-	-	10 - 14
- Druckbelüftung	-	-	22 - 26
- Saugbelüftung	-	-	22 - 26
Abluftfassung			22 - 26
- Drucksystem	-	-	22 - 26
- Saugsystem	-	-	

Tabelle B.10: Energieverbrauch belüfteter Kompostierungsverfahren nach Springer (2010)
(verändert)

		Anzahl Anlagen	Energie elek- tr. [MJ/Mg Input]	Energie chem. [MJ/Mg Input]	Energie ges. [MJ/Mg Input]
Boxenkompostierung (BM1; gekapselt)	6		100	59	159
Tunnelkompostierung (BM3, gekapselt)	5		131	87	218
Trommelverfahren (BM4, gekapselt)	5		97	84	181
Sonstige gekapselte Anlagen (indirekte Prozessführung)	16		116	73	189
Durchschnitt gekapselte Anlagen	16		108 (64,8-75,6)	77	185
Median gekapselte Anlagen	3		197 (118,2-137,9)	35	232
eingehauste Mietenkompostierung (BM5) mit hohem Energieverbrauch	3		197 (118,2-137,9)	35	232
eingehauste Mietenkompostierung (BM5) mit niedrigem Energieverbrauch	4		40 (24-28)	57	97
Durchschnitt BM5	4		210 (126-147)	46	164
Energieverbrauch Durchschnitt alle belüfteten Anlagen	25		112 (67,2-78,4)	68	180
Median alle belüfteten Anlagen	25		101 (60,6-70,7)	74	175